

Sección 4

Controles de NO_x

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias Innovadoras
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Octubre del 2000

Sección 4.1

Controles de NO_x en La Combustion

Nueva Sección Planeada

Sección 4.2

Controles de NO_x Post-Combustion

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Ravi Srivastava
Office of Research and Development
Oficina de Investigación y Desarrollo
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Octubre del 2000

Introducción

Los óxidos de nitrógeno (NO_x) son contaminantes gaseosos que se forman principalmente a través de procesos de combustión. Mientras que el gas de combustión se encuentra dentro de la unidad de combustión, cerca del 95% del NO_x existe en forma de óxido nítrico (NO). El resto es dióxido de nitrógeno (NO_2), el cual es inestable a altas temperaturas. Una vez que el gas de combustión es emitido a la atmósfera, la mayor parte del NO_x es finalmente convertido a NO_2 . El NO_x en la atmósfera reacciona en presencia de la luz solar para formar ozono (O_3), uno de los contaminantes criterios para el que se han establecido *National Ambient Air Quality Standards* (Normas Nacionales de la Calidad del Aire Ambiental) en base a efectos en la salud. Puesto que la formación del ozono requiere de luz solar y altas temperaturas, la formación de ozono es mayor en los meses del verano.

El NO_x se genera de una de tres formas; NO_x combustible; NO_x termal y *prompt* NO_x (NO_x inmediato). El NO_x combustible es producido por la oxidación del nitrógeno en la fuente del combustible. La combustión de combustibles con alto contenido de nitrógeno, tales como el carbón y los aceites residuales, produce mayores cantidades de NO_x que aquellos con bajo contenido de nitrógeno, tales como aceite destilado y gas natural. El NO_x termal se forma por la fijación de nitrógeno y oxígeno molecular a temperaturas mayores a 3600°F (2000°C). El NO_x inmediato se forma de la oxidación de radicales de hidrocarburos cerca de la flama de la combustión y produce una cantidad insignificante de NO_x .

La *Selective Noncatalytic Reduction - SNCR* (Reducción No Catalítica Selectiva) y la *Selective Catalytic Reduction - SCR* (Reducción Catalítica Selectiva), son tecnologías de control post-combustión, basadas en la reducción química de los óxidos de nitrógeno (NO_x) a nitrógeno molecular (N_2) y vapor de agua (H_2O). La diferencia primordial entre las dos tecnologías es que la *SCR* utiliza un catalizador para aumentar la eficiencia de remoción de NO_x , lo que permite que el proceso ocurra a bajas temperaturas. Las tecnologías pueden usarse separadamente o en combinación con otras tecnologías de control de NO_x , *low NO_x burners - LNB* (quemadores de bajo NO_x) y *natural gas reburn - NGR* (requemado de gas natural). *SNCR* y *SCR* pueden diseñarse para proporcionar reducciones de NO_x todo el año o solamente durante los meses del verano, cuando es mayor la preocupación por el ozono.

Esta sección presenta especificaciones de diseño y una metodología de estimación de costos para aplicaciones *SNCR* y *SCR* en calderas industriales grandes (mayores que 250 MMBtu/hr). Su principal propósito es presentar costos estimados a nivel estudio. Estos estimados puede utilizarse para comparar los costos aproximados de *SNCR*, *SCR* y de tecnologías alternas de control de NO_x . La metodología de costeo se basa en estimaciones de costo para aplicaciones *SNCR* y *SCR* en calderas de servicios, por la *Office of Research and Development* (Oficina de Investigación y Desarrollo), de la *U.S. Environmental Protection Agency* (Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU) en Research Triangle Park, NC.

Como un preludio a la metodología de costos, la sección describe el proceso químico, los parámetros de desempeño y los componentes del sistema para *SNCR* y *SCR*. Además, se presentan los impactos al desempeño de las calderas y a las operaciones de los establecimientos, resultantes de la instalación de *SNCR* y *SCR*. La sección también estima importantes parámetros fundamentales de diseño, incluyendo la *normalized stoichiometric ratio* (relación estequiométrica normalizada), el volumen del catalizador y el consumo de reactivo. Finalmente, presenta suposiciones y ecuaciones para estimar costos de capital, costos anuales de operación y de mantenimiento y *annualized costs* (costos anualizados). La *SNCR* y la *SCR* se discuten en capítulos separados, sin embargo, el capítulo sobre *SCR* se construye a partir de conceptos discutidos en el capítulo de la *SNCR*.

La información sobre aspectos claves del diseño de sistemas *SNCR* y *SCR*, es considerada patentada por los proveedores, incluyendo los métodos para la estimación de ciertos parámetros y costos de diseño. Esta información no está disponible para desarrollar metodologías de costos para *SNCR* y *SCR*. Para obtener estimaciones de los parámetros y costos de diseño patentados, es necesario desarrollar correlaciones matemáticas a partir de datos disponibles, utilizando técnicas de regresión y de ajuste de curvas. Estas expresiones están derivadas por Bechtel en la Referencias [1,2,3, and 4], a partir de datos de desempeño, documentados y completos, y costos de *SNCR* y *SCR*, en base a cotizaciones proporcionados por proveedores y establecimientos.

Capítulo 2

Reducción Catalítica Selectiva-*SCR*

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias Innovadoras
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Ravi Srivastava
Office of Research and Development
Oficina de Investigación y Desarrollo
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Paula M. Hemmer y
Randy Strait
E.H. Pechan & Associates, Inc.
Durham, NC 27707

Octubre de 2000

Contenido

2.1	Introducción	2-3
2.2	Descripción del Proceso	2-4
2.2.1	Química de la Reducción. Reactivos y Catalizador	2-6
2.2.2	Parámetros de Rendimiento de la SCR	2-9
2.2.3	Configuraciones del Sistema de SCR	2-21
2.2.4	Equipo del Sistema SCR Alto en Polvo	2-26
2.2.5	Equipo Auxiliar del Sistema SCR	2-30
2.2.6	Otras Consideraciones	2-32
2.3	Parámetros de Diseño	2-34
2.4	Análisis de Costos	2-44
2.4.1	Inversión de Capital Total	2-45
2.4.2	Costos Totales Anuales	2-49
2.5	Problema de Ejemplo	2-54
2.5.1	Ejemplo de Parámetro de Diseño	2-55
2.5.2	Ejemplo de Estimación de Costos	2-59
	Referencias	2-63

2.1 Introducción

La *Selective Catalytic Reduction* - *SCR* (Reducción Catalítica Selectiva) ha sido aplicada a las unidades de combustión de fuentes estacionarias, accionadas por combustibles fósiles, para el control de emisiones desde el principio de los años setenta y se encuentra en uso en la actualidad en Japón, Europa y los Estados Unidos. Se ha aplicado a calderas de servicio público e industriales, calentones de proceso y turbinas de gas de ciclo combinado grandes (≥ 250 millones de unidades termales británicas por hora (MMbtu/hora)). Se ha realizado una aplicación limitada de la *SCR* a otros dispositivos y procesos de combustión tales como las turbinas de gas de ciclo sencillo, los motores de combustión interna recíprocos estacionarios, las plantas de ácido nítrico y los *annealing furnaces* (hornos de recocido) de los molinos de acero [4]. En los Estados Unidos, la *SCR* ha sido aplicada principalmente a las calderas generadoras de electricidad para servicio público accionadas por carbón y por gas natural en un rango de tamaños desde 250 a 8,000 MMBtu/hora (25 a 800 megawatts (MW)). La *SCR* puede ser aplicada como el único control de NO_x o con otras tecnologías tales como los controles de combustión. Los sistemas de *SCR* han experimentado relativamente pocos problemas de operación o mantenimiento [1].

La *SCR* es implementada típicamente en unidades de combustión de fuentes estacionarias que requieren de un nivel más alto de reducción de NO_x del que puede ser alcanzado mediante la *Selective Non-Catalytic Reduction* - *SNCR* (Reducción No Catalítica Selectiva) o los controles de combustión. Teóricamente, se pueden diseñar sistemas de *SCR* para eficiencias de remoción de NO_x de hasta el 100 por ciento (%). Los sistemas de *SCR* accionados por carbón, por aceite o por gas natural con frecuencia se diseñan para lograr objetivos de control por encima del 90 por ciento. Sin embargo, no siempre es práctico mantener esta eficiencia desde el punto de vista del costo. En la práctica, los sistemas de *SCR* operan a eficiencias en el rango del 70 al 90 por ciento [4].

Los costos de capital de la *SCR* varían según el tipo de unidad controlada y la fuente de combustible. Los costos de capital para la reconstrucción de las calderas generadoras de electricidad para servicio público accionadas por carbón varían entre 50¹ y 70² dólares por kilowatt (\$/kW) para calderas accionadas de pared o tangenciales y entre 50¹ y 80¹ \$/kW para los ciclones y las calderas de fondo húmedo. Los costos de capital de las calderas nuevas para servicio público son por lo general menores de 40¹ \$/kW. La reconstrucción de las calderas de servicio público accionadas por aceite o por gasolina varía entre 25¹ y 30¹ \$/kW puesto que tienen menores emisiones de NO_x y particulados. Los costos típicos de operación y mantenimiento son menores de 0.1¹ centavo por kilowatt-hora. Los costos de capital para instalar la *SCR* en calderas industriales nuevas varían entre 4000¹ y 6000¹ \$/MMBtu/hora para las unidades pequeñas accionadas por aceite y por gasolina hasta por encima de 10,000¹ \$/MMBtu/hora para unidades grandes accionadas por carbón. Las turbinas de gas tienen costos de capital de 30¹ a 100¹ \$/kW dependiendo del tamaño de la turbina. El costo de la reconstrucción de un motor de combustión interna recíproca accionada por gasolina es de aproximadamente 125¹

¹ Los costos son en dólares de 1997.

\$/caballo de fuerza, el cual es menor que la readaptación de la tecnología para el control de la combustión para este tipo de unidad. [4]

Aunque los datos sobre costo usados en este reporte se basan en aplicaciones de reconstrucción de sistemas de *SCR* en calderas existentes de servicio público accionadas por carbón, el procedimiento de determinación de costos de este reporte explica las diferencias principales entre una instalación nueva y una reconstruida. Por lo tanto, el procedimiento de determinación de costos es adecuado para aplicaciones de la *SCR* en calderas nuevas o reconstruidas en todos los tipos de calderas industriales grandes (≥ 250 MMBtu/hora) accionadas por carbón. La metodología de la determinación de costos incorpora ciertas aproximaciones y, consecuentemente, debe ser usada para desarrollar estimaciones de costo a nivel de estudio (± 30 por ciento) de las aplicaciones de la *SCR*.

2.2 Descripción del Proceso

Tal como la *SNCR*, el proceso de *SCR* se basa en la reducción química de la molécula de NO_x . La diferencia principal entre la *SNCR* y la *SCR* es que la *SCR* emplea un catalizador basado en metales con sitios activados para incrementar la velocidad de la reacción de reducción. Un agente reductor (reactivo) basado en el nitrógeno tal como el amoníaco o la urea, es inyectado dentro del gas de poscombustión. El reactivo reacciona selectivamente con el gas de combustión NO_x (óxidos de nitrógeno) dentro de un rango específico de temperatura y en la presencia del catalizador y oxígeno para reducir al NO_x en nitrógeno molecular (N_2) y vapor de agua (H_2O).

El uso de un catalizador resulta en dos ventajas primarias de los procesos de *SCR* sobre los de *SNCR*. La ventaja principal es la mayor eficiencia de reducción de NO_x . Sin embargo, la disminución en la temperatura de reacción y el aumento en la eficiencia se encuentra acompañada por un aumento significativo en los costos de capital y de operación. El aumento en el costo es debido principalmente a los grandes volúmenes de catalizador requeridos para la reacción de reducción.

La figura 2.1 muestra un esquema simplificado de flujo del proceso para la *RCS*. El reactivo es inyectado dentro del gas de combustión corriente abajo de la unidad de combustión y del economizador a través de una rejilla montada en el sistema de conductos. El reactivo se diluye por lo general con aire comprimido o vapor para ayudar a la inyección. El reactivo se mezcla con el gas de combustión y ambos componentes entran en una cámara rectora que contiene al catalizador. A medida que el gas de combustión caliente y el reactivo se difunden a través del catalizador y se ponen en contacto con los sitios catalizadores activados, el NO_x en el gas de combustión se reduce químicamente. El calor del gas de combustión proporciona la energía para la reacción. El nitrógeno, el vapor de agua, y cualquier otro constituyente a continuación fluyen fuera del reactor de *SCR*. Se proporciona más detalle sobre el proceso y el equipo de *SCR* en las secciones siguientes.

Existen varios puntos diferentes corriente abajo de la unidad de combustión en donde se pueden instalar los sistemas de *SCR*. La temperatura y los constituyentes del gas de combustión varían con la localización de la cámara reactiva de *SCR*. Los reactores de *SCR* localizados corriente arriba del dispositivo para el control de particulados y el calentador de aire poseen temperaturas más altas y mayores niveles de materia particulada. Un reactor de *SCR* localizado corriente abajo del calentón de aire, de los dispositivos para el control de particulados y del sistema de desulfurización del gas de combustión están esencialmente libre de polvo y de azufre pero su temperatura es por lo general por debajo del rango aceptable. En este caso, se pudiera requerir el recalentamiento del gas de combustión lo que aumentaría los costos operacionales de la *SCR* de manera significativa. La sección 2.2.3 discute las diversas configuraciones de los sistemas de *SCR*.

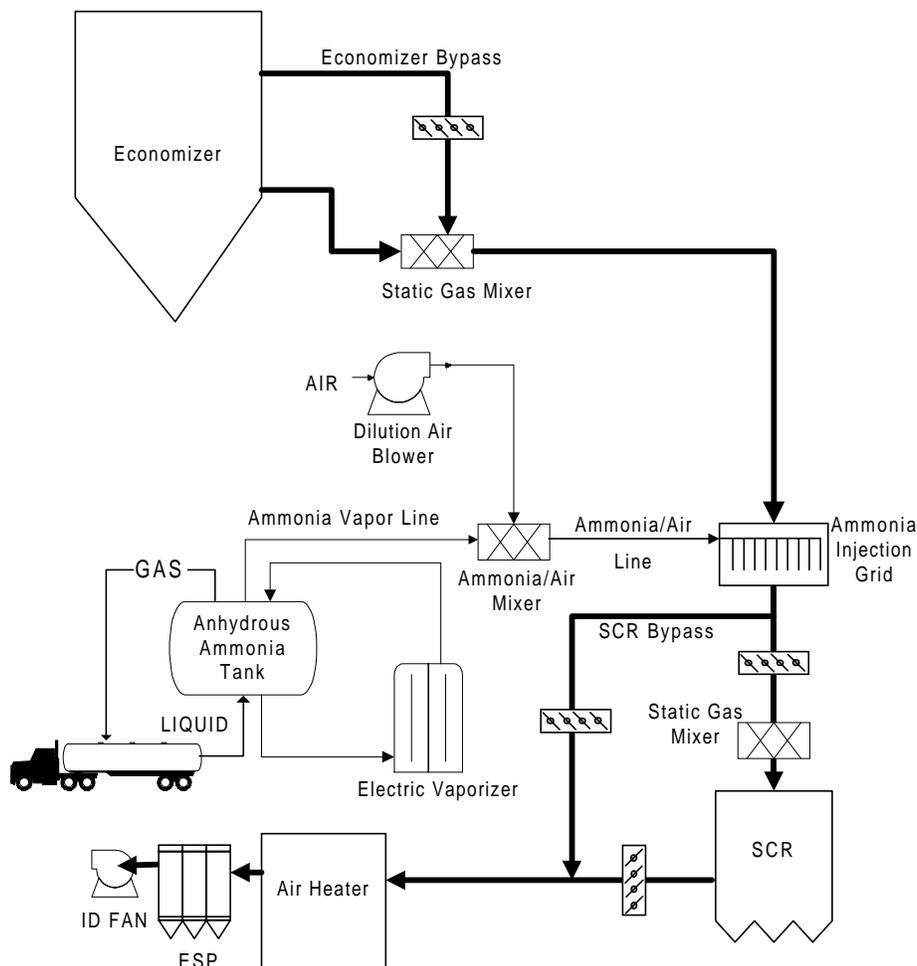
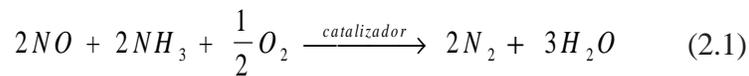


Figura 2.1: Diagrama de Flujo del Proceso de SCR [6, 22]

2.2.1 Química de la Reducción. Reactivos y Catalizador.

El agente reductor empleado por la mayoría de los sistemas de *SCR* es el amoníaco (NH_3) en fase gaseosa puesto que penetra en los poros de catalizador más prontamente que la urea acuosa. El amoníaco, ya sea en forma anhídrico o acuosa, es vaporizado antes de la inyección mediante un vaporizador. Dentro del rango apropiado de temperatura, el amoníaco en fase gaseosa se descompone enseguida en radicales libres incluyendo NH_3 y NH_2 . Después de una serie de reacciones, los radicales del amoníaco entran en contacto con el NO_x y lo reducen a N_2 y H_2O . La representación global de estas reacciones se presenta a continuación. Nótese que el NO_x es representado como óxido de nitrógeno (NO) puesto que esta es la forma predominante del NO_x dentro de la caldera. La ecuación para la reacción del amoníaco es representada por:



La ecuación indica que se requiere 1 mol de NH_3 para remover un mol de NO_x . El catalizador disminuye la energía de activación requerida para la reacción de reducción e incrementa la velocidad de reacción. En la reacción catalítica, los sitios activados sobre el catalizador adsorben rápidamente el amoníaco y el óxido nítrico en fase gaseosa para formar un complejo activado. La reacción catalítica, representada por la ecuación 2.1, ocurre resultando en la formación de nitrógeno y agua, los que son desorbidos enseguida hacia el gas de escape. El sitio en el cual ocurre la reacción es reactivado enseguida mediante la oxidación.

La temperatura alta del gas de combustión convierte al amoníaco en radicales libres y proporciona la energía de activación para la reacción. La reacción también requiere de oxígeno en exceso, típicamente del 2 al 4 por ciento, para lograr completarse. La reducción de los NO_x con amoníaco es exotérmica, resultando en la liberación de calor. Sin embargo, debido a que la concentración de NO_x en el gas de combustión a la entrada de la *SCR* es típicamente de 0.02 a 0.01 por ciento por volumen, la cantidad de calor liberada es correspondientemente pequeña. El equilibrio termodinámico no es un factor limitante en la reducción de NO_x si el gas de combustión se encuentra dentro del rango de temperatura requerido. [1]

Reactivo

El sistema *SCR* puede utilizar amoníaco ya sea acuoso o anhídrico para la reacción de reducción. El amoníaco anhídrico es cerca del 100% de amoníaco puro. Es un gas a temperatura atmosférica normal, y por lo tanto debe ser transportado y almacenado bajo presión. El amoníaco anhídrico con frecuencia requiere permisos especiales para su transportación y almacenamiento.

Las aplicaciones de *SCR* que usan amoníaco acuoso por lo general lo transportan y lo almacenan a una concentración de 29.4% de amoníaco en agua, aunque algunas aplicaciones recientes utilizan una solución al 19% [1]. El uso de el amoníaco acuoso reduce los problemas de

transporte y almacenamiento. Además, ciertas localidades pueden no requerir permisos para concentraciones por debajo del 28%. Sin embargo, el amoníaco acuoso requiere mayor capacidad de almacenaje que el amoníaco anhidro. Mientras que la solución al 29.4% posee una presión de vapor sustancial a temperaturas del aire normales, por lo general se requiere un vaporizador para proporcionar suficiente vapor de amoníaco al sistema de SCR.

El costo del reactivo impacta los costos anuales de un sistema de SCR. Dependiendo de los requisitos para obtener los permisos locales y de la preferencia del propietario, el amoníaco ya sea anhidro o acuoso puede ser usado en el proceso de SCR. Esta representación es válida para el amoníaco anhidro o acuoso, sin embargo, los parámetros de diseño y el análisis de costos suponen que el reactivo es el amoníaco acuoso puesto que se emplea más comúnmente. La tabla 2.1 presenta las propiedades del amoníaco anhidro y las propiedades de una solución acuosa de amoníaco al 29.4%.

Tabla 2.1: Propiedades del Reactivo de Amoníaco

Propiedad	Amoníaco Anhidro [15,16]	Amoníaco Acuoso
Líquido o gas a temperatura normal del aire	Líquido	Líquido
Concentración del reactivo provista normalmente	99.5 % (por peso)	29.4 % (por peso de NH ₃)
Peso molecular del reactivo	17.03	17.03 (como NH ₃)
Relación del amoníaco a la Solución	99.5% (por peso de NH ₃)	29.4 % (por peso de NH ₃)
Densidad de líquido a 60 °F	5.1 libras/galón	7.5 libras/galón
Presión de vapor @ 80 °F	153 <i>psia</i> *	14.6 [15, p. 3]
Límites de flamabilidad en el aire	16-25 % NH ₃ (por volumen)	16-25 % NH ₃ (por volumen)
Límite de exposición a corto plazo	35 ppm	35 ppm
Olor	Olor pungente @ 5 ppm o más	Olor pungente @ 5 ppm o más
Materiales aceptables para almacenamiento	Tanque de acero, certificado para al menos 250 <i>psig</i> ** de presión (ni cobre ni aleaciones basadas en cobre, etc.)	Tanque de acero, certificado para al menos 25 <i>psig</i> ** de presión (ni cobre ni aleaciones basadas en cobre, etc.)

* *psia* = libras por pulgada cuadrada de aire

** *psig* = libras por pulgada cuadrada de gauge

Catalizador

Los catalizadores de *SCR* están compuestos de metales activos o cerámicas con una estructura altamente porosa. Dentro de los poros del catalizador se encuentran sitios activos. Estos sitios tienen un grupo ácido en el extremo de la estructura del compuesto en donde ocurre la reacción de reducción. Tal como se expresó previamente, después de que ocurre la reacción de reducción, el sitio se reactiva mediante la rehidratación o la oxidación. Al paso del tiempo, sin embargo, la actividad del catalizador disminuye, requiriendo el reemplazamiento del catalizador. Los diseños y las formulaciones del catalizador por lo general son propietarios. Ambos el material y la configuración del catalizador determinan las propiedades del catalizador.

Originalmente, los catalizadores para la *SCR* eran metales preciosos tales como el platino (Pt). Al final de los años setenta, investigadores japoneses usaban metales de base que consistían de vanadio (V), titanio (Ti), y tungsteno (W), lo que reducía significativamente el costo de los catalizadores. En los años ochenta, los óxidos metálicos tales como el óxido de titanio (TiO_2), el óxido de zirconio (ZrO_2), el pentóxido de vanadio (V_2O_5) y el óxido de silicio (SiO_2) se emplearon para ampliar el rango de la temperatura de reacción. Las zeolitas, silicatos de óxido de aluminio cristalinos, también fueron introducidas para las aplicaciones a alta temperatura (675°F a 1000°F); sin embargo, las zeolitas tendieron a ser prohibitivas en su costo.

Las mejorías en las formulaciones de los catalizadores disminuyen las reacciones adicionales no deseadas tales como las conversiones a óxidos de azufre (O_2 a SO_3) y aumentan la resistencia a los venenos del gas de combustión. Los nuevos diseños de catalizadores también aumentan la actividad catalizadora, la superficie por unidad de volumen y el rango de temperatura para la reacción de reducción. Como consecuencia, hay una disminución correspondiente en los volúmenes de catalizador requeridos y un aumento en la vida de operación del catalizador. Para las aplicaciones en calderas accionadas por carbón, los vendedores de catalizadores para la *SCR* típicamente garantizan al catalizador por una vida de operación que varía entre 10 000 horas y 30 000 horas [11]. Las aplicaciones que usan aceite y gas natural tienen una vida de operación más larga, por encima de las 32 000 horas [19]. Además, la experiencia en la operación indica que las velocidades reales de desactivación del catalizador son menores que las especificaciones de diseño [1].

Las formulaciones de catalizador incluyen aquéllas de un componente único, de componentes múltiples o de fase activa con estructura de soporte. La mayoría de las formulaciones de catalizador contienen compuestos o soportes adicionales para proporcionar estabilidad termal y estructural o para aumentar la superficie [4]. Las configuraciones de los catalizadores son por lo general diseños de penca de cerámica y placa plizada metálica (monolito) en un reactor de lecho fijo, que proporcionan una relación alta de superficie a volumen. También se encuentra disponible el catalizador en trozos en lecho fluidizado. Los trozitos tienen una mayor superficie que las pencas o las placas plizadas pero son más susceptibles a ser obstruidos. Esto limita el uso de los trozitos a los combustibles de combustión limpia tales como el gas natural.

Los elementos catalizadores colocados en un marco forman un módulo catalizador. Los módulos se van juntando en capas múltiples para crear un lecho reactor de un volumen total de catalizador que es requerido. Un módulo típico tiene una superficie de 3.3 pies por 6.6 pies (1 m x 2 m) y 3.3 pies (1 m) de altura. Una grúa acarrea los grandes módulos catalizadores hacia dentro del reactor desde ya sea el interior o el exterior del reactor, dependiendo del diseño del reactor.

El reemplazo del catalizador no es frecuente, por lo general menor de una capa por año para los diseños de lecho fijo. La mayoría de los fabricantes de *SCR* ofrecen un servicio de desecho. El catalizador es reactivado para nuevo uso o sus componentes son reciclados para otros usos [4]. Si el catalizador no puede ser reciclado o reutilizado, el operador de la instalación debe desechar el catalizador desgastado en un relleno sanitario aprobado. En los Estados Unidos, la mayoría de las formulaciones de catalizador no son consideradas como residuos peligrosos [4].

Los catalizadores aceleran la velocidad de la reacción de reducción de los NO_x en gran manera, pero algunos catalizadores tienen más propiedades favorables para una aplicación determinada. Los requisitos de rendimiento que impulsan la selección del catalizador incluyen el rango de temperatura de reacción, la velocidad de flujo del gas de combustión, la fuente de combustible, la actividad y selectividad del catalizador y la vida de operación del catalizador. Además, el diseño debe considerar el costo del catalizador, incluyen los costos de desecho puesto que los costos del catalizador pueden resultar en un 20% o más de los costos de capital para un sistema de *SCR* [1].

2.2.2 Parámetros de Rendimiento de la *SCR*

La velocidad de la reacción de reducción determina la cantidad de NO_x removida del gas de combustión. Los factores de diseño y operacionales principales que afectan el rendimiento de la remoción de los NO_x por *SCR* son similares a los presentados en el capítulo 1 *SNCR*. Los factores discutidos previamente para la *SNCR* incluyen los siguientes:

- Rango de temperatura de reacción;
- Tiempo de residencia disponible en el rango óptimo de temperatura;
- Grado de mezclado entre el reactivo inyectado y los gases de combustión;
- Razón molar de reactivo inyectado a NO_x no controlado; y
- Nivel no controlado de concentración de NO_x ;
- Escabullimiento de amoníaco.

La mayoría de la discusión acerca del diseño de la *SNCR* y los factores de operación son validos para el proceso de *SCR* salvo variaciones menores debido al uso de un catalizador y el hecho de que la camara de reacción no es una parte integra de la unidad de combustión. Factores

de diseño y operación adicionales que hay que tomar en consideración, los que están específicos al proceso de *SCR*, incluyen:

- La actividad del catalizador
- La selectividad del catalizador
- La caída de presión a través del catalizador
- El alcance del catalizador
- La desactivación del catalizador
- La administración del catalizador

Las diferencias principales entre la *SNCR* y la *SCR* se discuten a continuación.

Temperatura

La reacción de reducción de NO_x es efectiva únicamente dentro de un rango específico de temperatura. El uso de un catalizador en el proceso de *SCR* disminuye el rango de temperatura requerido para maximizar la reacción de reducción de los NO_x . A temperaturas por debajo del rango especificado, la cinética de la reacción disminuye y el amoníaco pasa a través de la caldera (escabullimiento del amoníaco). A temperaturas por encima del rango especificado, se forma óxido nitroso (N_2O) y ocurre la degeneración y desactivación del catalizador.

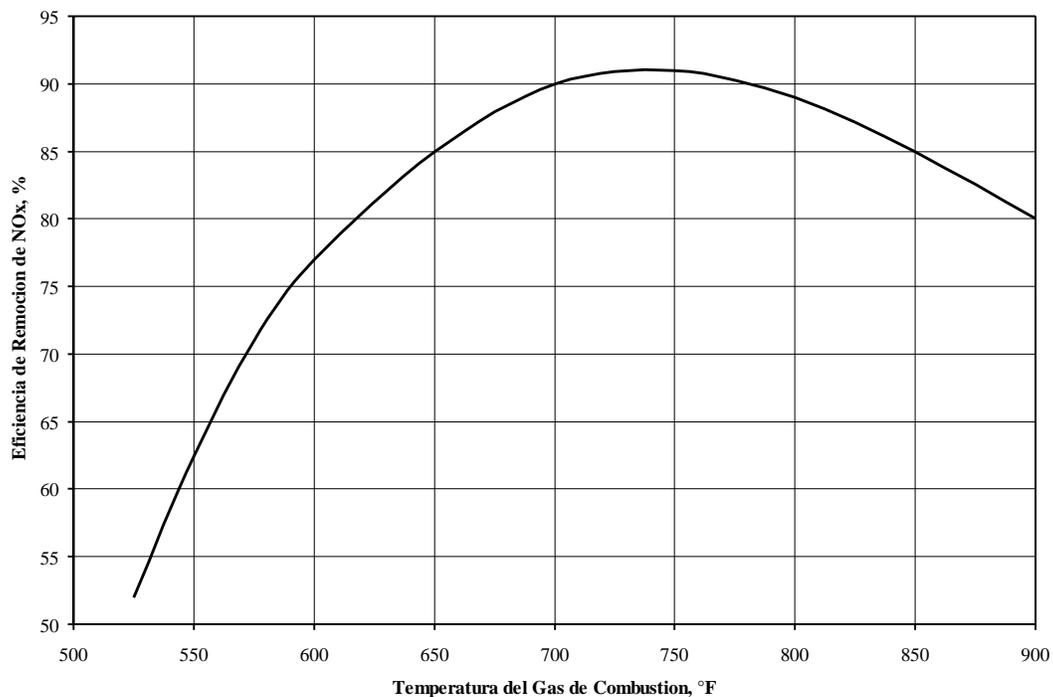


Figura 2.2: Remoción de NO_x vs. Temperatura [11]

En un sistema de *SCR*, la temperatura óptima depende de tanto del tipo de catalizador utilizado en el proceso como de la composición del gas de combustión. Para la mayoría de los catalizadores comerciales (óxidos metálicos), las temperaturas óptimas para el proceso de *SCR* varían entre 480 °F y 800 °F (250 °C y 427 °C) [11]. La figura 2.2 es una gráfica de la eficiencia de remoción de NO_x como función de la temperatura para un catalizador típico de tipo óxido metálico [11]. La figura muestra que la velocidad de la remoción de NO_x aumenta con la temperatura hasta un máximo de 700°F a 750°F (370°C a 400°C). A medida que la temperatura aumenta por encima de 750°F, la velocidad de reacción y la eficiencia de remoción de NO_x resultante empiezan a disminuir.

A medida que la temperatura del gas de combustión se aproxima al óptimo, la velocidad de reacción aumenta y un volumen menor de catalizador logra la misma eficiencia de remoción de NO_x . La figura 2.3 muestra el cambio en el volumen de catalizador requerido contra la temperatura [10]. Hay una disminución de aproximadamente un 40 por ciento en el volumen de catalizador requerido a medida que la temperatura del gas de combustión aumenta desde 600 °F (320 °C) al rango óptimo, 700 a 750 °F (370 °C a 400 °C). Esta disminución en el volumen de catalizador también resulta en una disminución significativa en el costo de capital para el sistema de *SCR*.

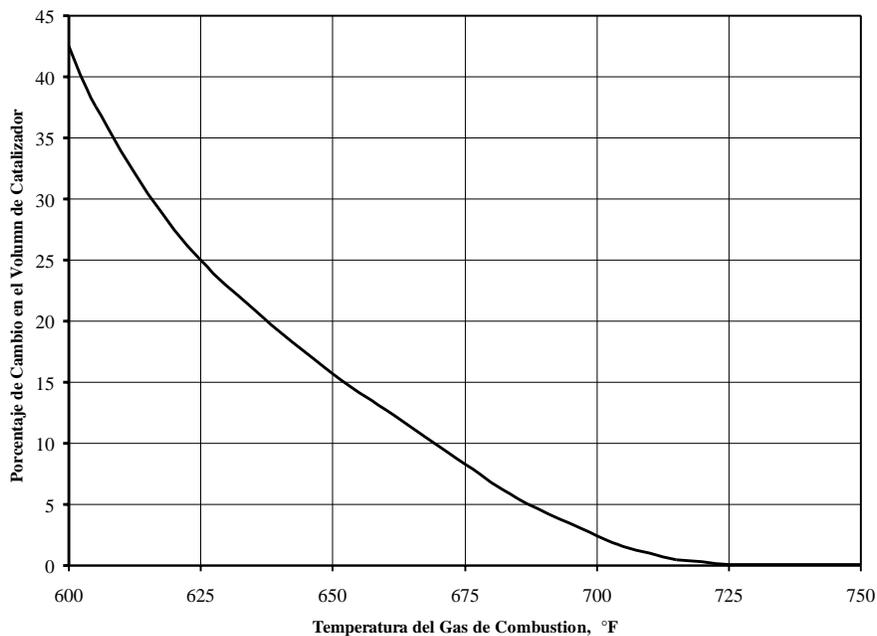


Figura 2.3: Cambio en el Volumen de Catalizador vs. la Temperatura [10]

Las relaciones entre la temperatura del gas de combustión, el volumen de catalizador y la remoción de NO_x son funciones complicadas de la formulación y la configuración del catalizador. Las propiedades físicas y químicas de cada catalizador son optimizadas para diferentes condiciones de operación. Para una formulación de catalizador determinada, el volumen de catalizador requerido y/o el rango de temperatura pueden cambiar de un fabricante de catalizador a otro. La selección de catalizador, por lo tanto, es crítica para la operación y el rendimiento del sistema de *SCR*.

Puesto que la ventana óptima de temperatura del proceso de *SCR* es menor que la de la *SNCR*, la inyección de reactivo dentro de una cámara reactiva ocurre corriente abajo de la unidad de combustión. Tal como se discutió previamente, existen varias opciones para la localización del reactor de *SCR*. La temperatura del gas de combustión en cada una de estas localidades es diferente. La mayoría de los diseños instalan el reactor corriente abajo del economizador y antes del precalentador de aire, donde el gas de combustión se encuentra a la temperatura adecuada para los catalizadores basados en óxidos metálicos. El recalentamiento del gas de combustión pudiera ser necesario para los reactores localizados corriente abajo del precalentador de aire. El recalentamiento aumenta los costos de operación de la *SCR* de manera significativa.

La operación de la caldera a cargas reducidas disminuye la velocidad de flujo de gas. A velocidades reducidas de flujo de gas, la temperatura del gas de salida del economizador disminuye porque las superficies de transferencia de calor de la caldera absorben más calor del gas de combustión. Los sistemas típicos de *SCR* toleran fluctuaciones de temperatura de $\pm 200^\circ\text{F}$ ($\pm 93^\circ\text{C}$) [1]. Sin embargo, a cargas menores de la caldera la temperatura puede disminuir por debajo del rango óptimo. Por ejemplo, una caldera de servicio público accionada por carbón tiene una temperatura del gas de salida del economizador de 690°F (366°C) a una carga del cien por ciento, pero sólo de 570°F (300°C) a una carga del 50 por ciento [1]. Para operaciones a cargas bajas, se puede usar una vía alterna desde el economizador para elevar la temperatura del gas de combustión. Una vía alterna desde el economizador diverge una parte del gas caliente de combustión desde el interior del economizador a través de un ducto alterno y lo mezcla con el gas de combustión relativamente frío que sale del economizador. Una vía alterna del agua de suministro del economizador resulta en una menor transferencia de energía al agua de suministro para la generación de vapor y en consecuencia hay una pequeña reducción en la eficiencia de la caldera. Las eficiencias menores de la caldera requieren que se queme más combustible para alcanzar la producción requerida de vapor de la caldera.

Tiempo de Residencia y Velocidad de Espacio

El tiempo de residencia es el tiempo que los reactivos se encuentran dentro del reactor. Los tiempos de residencia más largos por lo general resultan en velocidades más altas de remoción de NO_x . La temperatura también afecta el tiempo de residencia requerida. El tiempo de residencia requerida disminuye a medida que la temperatura se aproxima a la temperatura

óptima para la reacción de reducción. El tiempo de residencia se expresa con frecuencia como velocidad de espacio, el inverso del tiempo de residencia. La velocidad de espacio de un reactor se determina experimentalmente dividiendo la velocidad de flujo medida del gas de combustión por el volumen superficial del reactor catalítico. La remoción de NO_x aumenta con la disminución de la velocidad de espacio, o sea, con el aumento del volumen de catalizador, para una velocidad determinada de flujo de gas de combustión.

El tiempo óptimo de residencia para un sistema de *SCR* es una función del número de sitios catalizadores activos disponibles para la reacción de reducción y las velocidades de flujo de gas dentro de esos sitios activos (velocidad de flujo intersticial). La “velocidad de superficie” es un parámetro usado por los vendedores de *SCR* que relaciona el número de sitios y la velocidad de flujo intersticial al tiempo de residencia. La velocidad de superficie se define como la velocidad de espacio dividida por la superficie de poros del catalizador (superficie específica). Para calderas accionadas por carbón, las superficies específicas típicas varían de 90 a 3,800 pies cuadrados por pie cúbico ($\text{pie}^2/\text{pie}^3$) ((300 a 1,200 metros cuadrados por metro cúbico (m^2/m^3)) [1]. El aumento de la superficie de catalizador específica aumenta la remoción de NO_x para una velocidad determinada de flujo de gas. Esto puede ser logrado ya sea aumentando el volumen de catalizador, lo que aumenta el tamaño del reactor, o aumentando el espacio de poros del catalizador, lo que por lo general aumenta el costo del catalizador.

Grado de Mezclado

El reactivo debe ser dispersado y mezclado a través del gas de combustión para asegurar un contacto suficiente entre los reactivos. El mezclado se realiza mediante un sistema de inyección que inyecta amoníaco en fase gaseosa a presión dentro del gas de combustión. El sistema de inyección controla el ángulo de atomización, la velocidad y la dirección del reactivo inyectado. Algunos sistemas inyectan el amoníaco con un fluido transportador tal como el vapor o el aire para aumentar la penetración dentro del gas de combustión. Los sistemas de inyección son específicos de la aplicación. Los modelos numérico del gas de combustión y del flujo de los reactivos optimiza el diseño del sistema de inyección (véase la sección 2.2.6).

El mezclado del gas de combustión y el amoníaco ocurre antes de entrar al reactor de *SCR*. Si el mezclado no es adecuado, la reducción de los NO_x es ineficiente. Los diseños de *SCR* deben incorporar una longitud adecuada de conductos entre la inyección de amoníaco y la entrada del reactor para permitir el mezclado. Los patrones de mezclado pueden ser mejorados por:

- La instalación de mezcladores estáticos corriente arriba del reactor;
- Aumentar la energía impartida a los fluídos inyectados;
- Aumentar el número de inyectores y/o zonas de inyección; y
- Modificar el diseño de la boquilla atomizadora para mejorar la distribución del reactivo, el ángulo de atomización y la dirección.

Relación Estequiométrica Real

La relación estequiométrica real (los moles de reactivo inyectado por mol de NO_x no controlado) define la cantidad de reactivo que se necesita para lograr las metas de reducción de NO_x . De acuerdo a la ecuación 2.1, la relación estequiométrica teórica para la reacción de reducción con el amoníaco es igual a 1. Esta suposición de una relación lineal de 1 a 1 entre la cantidad de reactivo y los NO_x removidos es válida hasta alrededor del 85 por ciento de NO_x [11]. Después del 85 por ciento, la eficiencia de remoción empieza a nivelarse y se requiere más de la cantidad teórica de amoníaco para la remoción adicional de NO_x . Esto es debido a la porción de NO_x que se encuentra en forma de NO_2 en vez de NO y limitaciones de la velocidad de reacción. Los sistemas de *SCR* emplean típicamente una relación estequiométrica de 1.05 moles de amoníaco por mol de NO_x [1]. Debido a que los costos de capital y de operación dependen de la cantidad de reactivo consumido, la relación estequiométrica real es un parámetro de diseño importante que es determinado por el diseñador de *SCR*.

Concentración No Controlada de NO_x

La concentración de reactivos también afecta la velocidad de reacción del proceso de reducción de NO_x . En general, las concentraciones mayores de NO_x de entrada resultan en mayores eficiencias de remoción de NO_x [1] debido a la cinética de la reacción. Sin embargo, los niveles de NO_x mayores de aproximadamente 150 partes por millón (ppm), por lo general no resultan en un aumento del rendimiento. Los niveles bajos de NO_x de entrada resultan en eficiencias de remoción de NO_x reducidas porque las velocidades de reacción son más lentas, particularmente en la última capa de catalizador [1]. En general, sin embargo, la *SCR* funciona mejor que la *SNCR* en fuentes con niveles de NO_x no controlados tales como las calderas accionadas por gas natural.

Para una eficiencia de remoción de NO_x determinada, los niveles más altos de NO_x en la entrada de la *SCR* requieren más volumen de catalizador. Por ejemplo, para lograr una remoción del 90 por ciento de NO_x a un nivel de NO_x de entrada de 1.7 libras/MMBtu, se requiere 10 por ciento más catalizador comparado a niveles de entrada de 0.8 libras/MMBtu [9]. La *SCR* por lo general es más efectiva en costo para fuentes que emiten menos NO_x , puesto que el volumen de catalizador requerido es mínimo.

Escabullimiento del Amoníaco

El escabullimiento del amoníaco se refiere al exceso de reactivo que pasa a través del reactor. El amoníaco en el gas de combustión causa un número de problemas que fueron discutidos en el capítulo 1 sobre *SCR*, incluyendo los efectos sobre la salud, la visibilidad del efluente de la torre de chimenea, la opción de vender de la ceniza flotante y la formación de sulfatos de amoníaco. Los límites sobre el escabullimiento del amoníaco, impuestos ya sea por los límites regulatorios o por requisitos de diseño, ponen restricciones sobre el rendimiento de la *SCR*.

El escabullimiento del amoníaco no permanece constante a medida que el sistema de *SCR* opera sino que aumenta a medida que la actividad del catalizador disminuye. Los sistemas de *SCR* diseñados adecuadamente, que operan cerca a la estequiometría teórica y suministran un volumen de catalizador adecuado, mantienen niveles bajos de escabullimiento del amoníaco, de aproximadamente 2 a 5 ppm. Una instrumentación confiable para monitorear el escabullimiento del amoníaco se encuentra en desarrollo en la actualidad pero no está disponible comercialmente [11]. Un método de cuantificar el escabullimiento del amoníaco es determinar la concentración de amoníaco en ceniza flotante recolectada [13].

Actividad del Catalizador

La actividad del catalizador es una medida de cuánto acelera el catalizador la velocidad de la reacción de reducción de NO_x . Una mayor actividad catalizadora resulta en una velocidad de reacción más rápida y mayor remoción de NO_x . La actividad del catalizador es una función de muchas variables incluyendo la composición y la estructura del catalizador, las velocidades de difusión, las velocidades de transferencia de masa, la temperatura del gas, y la composición del gas [14]. A medida que la actividad del catalizador disminuye, la velocidad de la reacción de reducción de NO_x también disminuye. Esto resulta en una menor remoción de NO_x y mayores niveles de escabullimiento del amoníaco.

La ecuación siguiente describe la desactivación de la actividad del catalizador, K , con el tiempo, t [8]:

$$K = K_o e^{-\left(\frac{t}{\tau}\right)} \quad (2.2)$$

en donde K_o es la actividad original del catalizador y τ es la constante de tiempo de vida de operación del catalizador. La figura 2.4 muestra una curva típica para la desactivación de un catalizador basada en la ecuación 2.2. A medida que la actividad del catalizador disminuye, la eficiencia de remoción de NO_x es generalmente mantenida constante mediante la inyección de más amoníaco, aumentando así el escabullimiento del amoníaco. Cuando el escabullimiento del amoníaco alcanza el nivel máximo permitido o de diseño, se debe instalar catalizador nuevo.

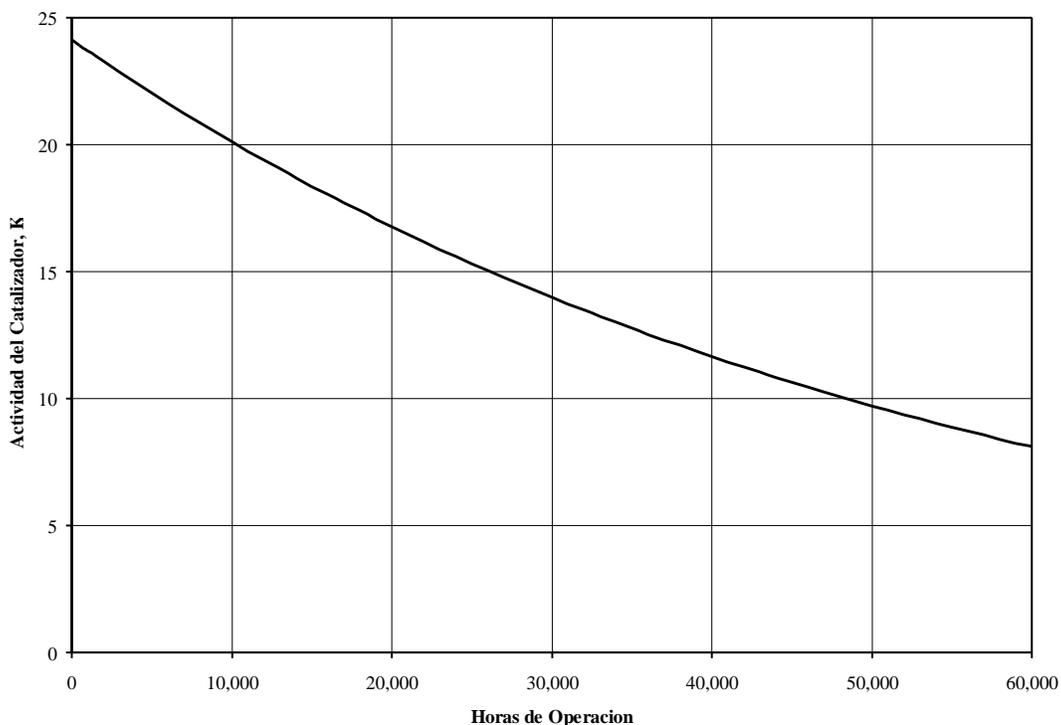


Figura 2.4: Desactivación Típica de un Catalizador según la Ecuación 2.2 con $K_0 = 24.12$; $\tau = 55,000$

Selectividad de Reacción del Catalizador

La SCR favorece la reacción de reducción de NO_x por encima de las reacciones competidoras siempre que los reactivos se encuentren a la temperatura adecuada y el oxígeno esté presente. Sin embargo, las reacciones competidoras aún ocurren y el catalizador acelera estas reacciones de igual manera. Cada catalizador tiene diferentes propiedades de selectividad de reacción química. En general, los catalizadores promueven la formación de dos compuestos indeseables, el trióxido de azufre (SO_3) y el óxido nitroso (N_2O). El SO_3 se forma por la oxidación de SO_2 a SO_3 . Los óxidos de azufre (SO_x) son regulados bajo el Acta de Aire Limpio de 1990. El SO_3 reacciona con el amoníaco en el gas de combustión para formar sulfatos de amonio. Las sales de azufre de amoníaco se depositan sobre el catalizador y sobre el equipo corriente abajo tal como los precalentadores de aire. El N_2O es tanto un consumidor de ozono como un gas de invernadero pero no es regulado en la actualidad.

Pérdida de Presión

La presión del gas de combustión disminuye a medida que el gas de combustión fluye a través del catalizador. La disminución de la presión es una función de la longitud del catalizador y de la configuración del catalizador. La deposición de ceniza flotante y otros particulados sobre el catalizador al paso del tiempo aumenta esta caída de presión a través del catalizador. La presión del gas de combustión puede ser aumentada instalando ventiladores de corriente nuevos o actualizando los ventiladores existentes. Para minimizar la pérdida de presión a través del catalizador, la tubería del reactor de SCR puede ser expandida y se pueden instalar rectificadores de flujo y aspas giratorias. La pérdida de presión es de mayor preocupación en aplicaciones en turbinas que dependen del flujo del aire, en vez de la transferencia de calor, para generar energía.

Alcance del Catalizador

El alcance del catalizador es un término usado en asociación con el catalizador de penca y placa metálica y afecta la velocidad del gas de combustión en espacios intersticiales [1]. Tal como se muestra en la figura 2.5 el alcance, representado por p , es el ancho de la celda catalizadora más el grueso de la pared de la celda, a . Para una velocidad de flujo determinada, un alcance más amplio resultará en menores velocidades de gas intersticial. Un alcance apropiado del catalizador es importante para asegurar que la ceniza no se deposite y conecte a las celdas y los poros del catalizador. La obstrucción del catalizador reduce la superficie efectiva disminuyendo el número de sitios activos para la reacción de reducción de NO_x .

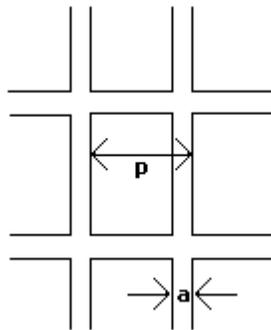


Figura 2.5: Alcance para una Configuración de Catalizador en Penca

Desactivación del Catalizador

Los catalizadores pierden su actividad al paso del tiempo por varias razones. Los mecanismos principales para la desactivación de los catalizadores y la pérdida de superficie se discuten a continuación.

Envenenamiento - Ciertos constituyentes de los combustibles que son liberados durante la combustión actúan como venenos de los catalizadores. Los venenos de los catalizadores

incluyen al óxido de calcio y al óxido de magnesio; sodio, arsénico, cloro, fluoruro y plomo. Estos constituyentes desactivan al catalizador al difundirse dentro de los sitios activos de los poros y ocuparlos irreversiblemente. El envenenamiento del catalizador representa la causa principal de la desactivación de los catalizadores.

Esmerilado Termal - Las temperaturas altas del gas de escape dentro del reactor de SCR causan el esmerilado, una pérdida permanente de actividad catalizadora debido a un cambio en la estructura de los poros del catalizador. El esmerilado termal puede ocurrir a temperaturas tan bajas como 450°F (232°C). La cantidad de esmerilado termal depende de la composición y estructura del catalizador. Los materiales catalizadores nuevos son menos susceptibles al esmerilado termal lo cual aumenta su vida de operación.

Cegado/Taponado/Contaminación - Las sales de amoníaco y azufre, la ceniza flotante y otra materia particulada en el gas de escape puede causar el cegado, el taponamiento o la contaminación del catalizador. La materia particulada se deposita sobre la superficie y en los sitios con poros activos del catalizador. Esto resulta en una disminución del número de sitios disponibles para la reducción de NO_x y un aumento en la pérdida de la presión del gas de escape a través del catalizador.

Erosión - Los impactos de la materia particulada y las altas velocidades intersticiales del gas erosionan el material del catalizador. Los catalizadores con bordes protuberantes endurecidos o con mayor dureza estructural, son menos susceptibles a la erosión. Sin embargo, aumentar la fortaleza del catalizador por endurecimiento reduce el número de sitios de poros activos.

Envejecimiento - El envejecimiento del catalizador es un cambio en las propiedades físicas y químicas de los poros del catalizador que ocurre con el tiempo.

Existe un número de medidas que pueden tomarse para disminuir la razón de desactivación y de deterioro del catalizador. Estas medidas se discuten más adelante.

Formulación del Catalizador - Cada formulación de catalizador tiene diferentes propiedades físicas y químicas. Las formulaciones de los catalizadores con las siguientes propiedades tendrán una desactivación disminuida.

- Mayor actividad por unidad de volumen
- Mayor resistencia térmica
- Resistencia química y física a los venenos
- Rango más amplio de operación térmica
- Mayor fortaleza estructural y bordes protuberantes endurecidos
- Menores velocidades intersticiales (v.g., arreglo del catalizador, más amplio)

Para obtener la formulación óptima del catalizador y del diseño de la *SCR* para alguna aplicación, al proveedor del catalizador y al de la *SCR* se les debe de informar de los constituyentes del combustible, tales como azufre, cloro, fluoruro, álcalis y metales traza. Estos constituyentes del combustible y de las cenizas, pueden determinarse por análisis químico. Los datos analíticos asociados pueden utilizarse para modificar la composición del catalizador, para determinar el volumen del catalizador y para diseñar los componentes del reactor de la *SCR*.

Sopladores de Hollín - Los depósitos sobre la superficie del catalizador pueden desprenderse por medio de sopladores de hollín, los cuales por lo general, se instalan entre cada capa de catalizador y se operan periódicamente, tal como una vez por semana.

Veletas y Rejillas Rectificadoras - La materia particulada puede removerse del gas de combustión por veletas activadas por el flujo del gas y por rejillas rectificadoras de flujo, cerca del frente de la capa del catalizador. Las partículas se impactan sobre la superficie de las veletas o de las rejillas y caen de la corriente del gas de combustión. Además de remover las partículas, las veletas y las rejillas rectificadoras del flujo disminuyen la velocidad lineal del gas y lo alinean vectorialmente con la línea de flujo del catalizador.

Plan de Manejo del Catalizador

La desactivación del catalizador es una parte inherente del proceso de la *SCR*. A medida que la actividad del catalizador disminuye con el tiempo, la razón de reacción de reducción de NO_x disminuye y aumenta el escabullimiento del amoníaco. Cuando el nivel de escabullimiento de amoníaco alcanza el límite de diseño, debe reemplazarse el catalizador o agregarse catalizador nuevo. La vida del catalizador es el tiempo durante el cual la actividad del catalizador para un volumen dado de catalizador (volumen de la capa), mantiene el escabullimiento de amoníaco por debajo del límite de diseño. Normalmente, la garantía del proveedor para una capa de catalizador en aplicaciones en las que se quema carbón, es de aproximadamente tres años [10]. Los tiempos de vida reales de las capas de catalizador que se tienen en tales aplicaciones, están en el rango de 5 a 7 años, dependiendo de las condiciones del gas de combustión no tratado [1]. Las aplicaciones en las que se quema gas o diesel, experimentan tiempos de vida de las capas de catalizador aún mayores.

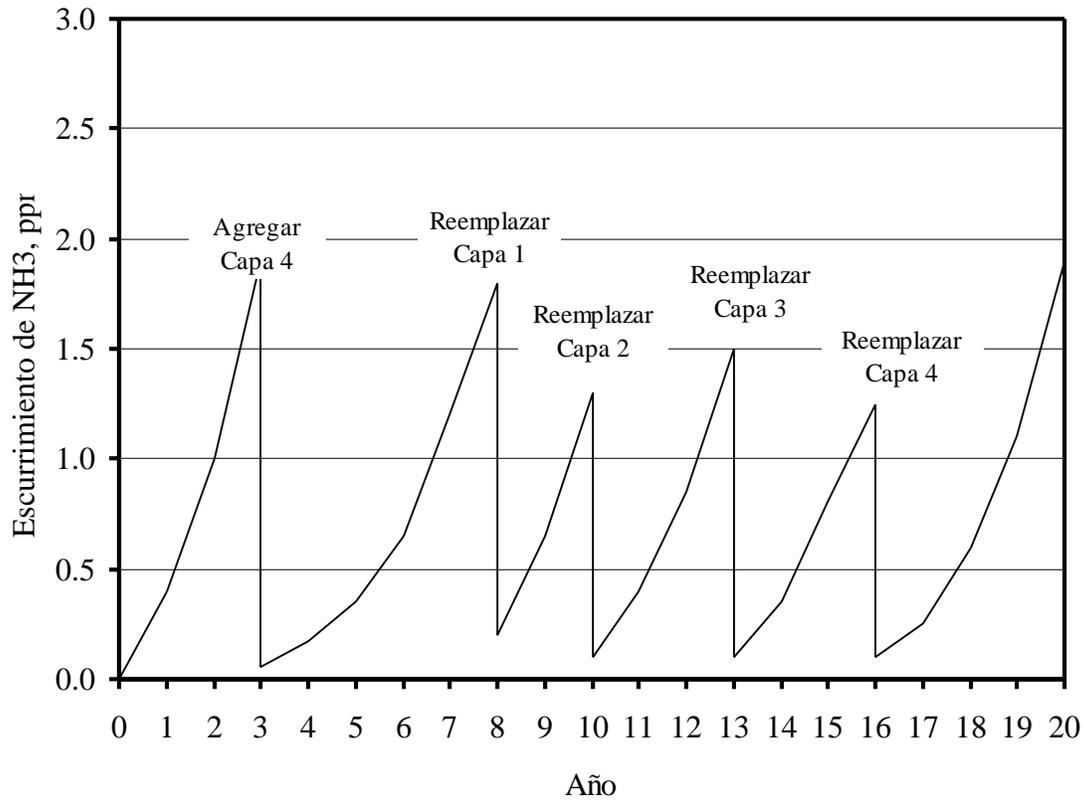


Figura 2.6: Plan de Manejo Típico del Catalizador [5]

Un plan de manejo del catalizador, como se muestra en la Figura 2.6, programa el reemplazo periódico del catalizador para mantener los límites del escabullimiento de amoníaco. La mayoría de los planes de manejo de catalizador requieren que el diseño del reactor SCR provea dos o más capas llenas de catalizador y una o más capas de catalizador vacías o de repuesto. Cuando las capas iniciales de catalizador se desactivan al punto en el que el escabullimiento de amoníaco alcanza el valor máximo de diseño, el establecimiento agrega catalizador a la capa vacía. La adición de catalizador se maneja de manera que la actividad total del catalizador para todas las capas (las dos o tres capas viejas más las nuevas), es suficiente para cumplir con los requisitos de escabullimiento de amoníaco durante un período de tiempo relativamente largo. A medida que el catalizador se continúa desactivando, el escabullimiento de amoníaco empieza a subir. Cuando el escabullimiento de amoníaco alcanza de nuevo el valor máximo de diseño, se remueve una de las capas viejas de catalizador y se reemplaza con catalizador nuevo. En la Figura 2.6 se muestra un plan de manejo de catalizador para una aplicación en la que el valor máximo de diseño de escurrimiento de amoníaco es de 2 ppm [7].

El costo del catalizador es una porción importante del costo anual de operación de un sistema *SCR*. Para diseños de *SCR* que utilicen un plan de manejo de catalizador, solo una fracción del inventario total del catalizador, en vez de todo su volumen, se reemplaza en cualquier momento dado. Esto distribuye los costos de reemplazar catalizador más uniformemente a lo largo del tiempo de vida del sistema.

2.2.3 Configuraciones del Sistema *SCR*

Las aplicaciones termoeléctricas y grandes calderas industriales, utilizan varias configuraciones diferentes del sistema *SCR*, incluyendo arreglos para sitios alto en polvo, bajo en polvo, y al final del proceso. Las configuraciones *SCR* para aplicaciones en turbinas de gas dependen del tipo de ciclo de la maquinaria, tal como ciclo simple o ciclo combinado. Las varias configuraciones de calderas y turbinas de gas, se discuten más adelante. Además, hay dos diseños diferentes de reactor *SCR*; *SCR* completo y *SCR* en-el-conducto, los cuales también se discuten.

SCR Alto en Polvo

En la Figura 2.7 se muestra un sistema *SCR* alto en polvo para aplicaciones en calderas que queman carbón. La localización del reactor *SCR* está corriente abajo del economizador y corriente arriba del calentador de aire y de los dispositivos de control de particulados. La temperatura del gas de combustión en esta localización está usualmente dentro de la ventana de la temperatura óptima de operación para las reacciones de reducción de NO_x utilizando catalizadores de óxidos metálicos. En esta configuración, sin embargo, el gas de combustión contiene particulados cuando entra al reactor *SCR*.

Las calderas que queman carbón generalmente usan un reactor *SCR* vertical, en donde el gas de combustión fluye hacia abajo a través del catalizador. Generalmente, el reactor contiene capas múltiples de catalizador. El volumen requerido de catalizador varía en cada instalación, tal como se discutió previamente. Se instalan sopladores de hollín para remover particulados de las superficies del catalizador. Para el diseño que utiliza un catalizador en panel, el arreglo del catalizador es típicamente de 7 a 9 mm (comparado con 3 o 4 mm para calderas que queman gas), para permitir el paso fácil de las partículas de ceniza sin depositarse y para fácil limpieza con los sopladores de hollín. Para obtener flujo de gas uniforme y remover particulados, los diseños *SCR* alto en polvo usualmente incluyen veletas y rejillas rectificadoras de flujo en los conductos antes del reactor.

Una tolva en el fondo del reactor *SCR* recolecta cenizas y particulados que se separan de la corriente del gas de combustión. La salida de la tolva está conectada al sistema de manejo de ceniza flotante de la planta para retirar periódicamente la ceniza acumulada. El gas de combustión sale del reactor vía una apertura en la tapa de la tolva y es dirigido a la entrada del calentador de aire. Algunos diseños eliminan la necesidad de tolvas manteniendo velocidades del gas de

combustión suficientemente altas en estas áreas de modo que la ceniza flotante permanece arrastrada en el gas de combustión.

Las calderas a base de gas natural y de combustibles destilados generan gases de combustión que está relativamente libre de polvo y de SO_2 (para combustibles bajos en azufre). Consecuentemente, los sistemas *SCR* para estas calderas colocan el reactor corriente arriba del calentador de aire, la configuración *SCR* alto en polvo.

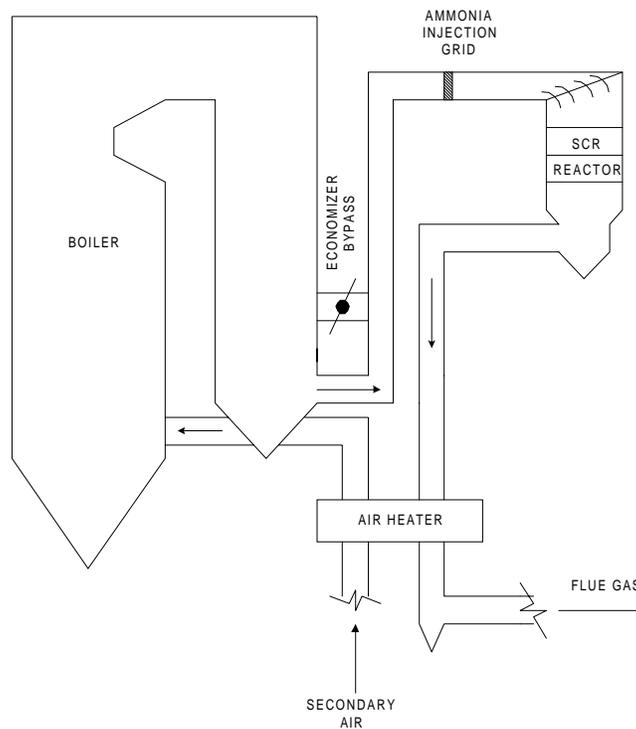


Figura 2.7: Arreglo *SCR* alto en polvo, [4]

SCR Bajo en Polvo

Las unidades que queman carbón con un precipitador electrostático (PES) localizado corriente arriba del calentador de aire (PES del lado caliente), típicamente usan una configuración *SCR* bajo en polvo. En la Figura 2.8 se muestra una configuración bajo en polvo, la cual localiza al reactor *SCR* corriente abajo del PES. En esta localización, el gas de combustión está relativamente libre de polvo. La ceniza removida del PES típicamente contiene arsénico, metales alcalinos y otros constituyentes que deterioran el funcionamiento y la vida del catalizador.

Un sistema *SCR* bajo en polvo, aumenta la vida del catalizador al reducir las concentraciones de particulados y de venenos del catalizador en el reactor *SCR*. Además, las configuraciones *SCR* bajo en polvo no necesitan tolva para la ceniza. En los diseños que emplean

catalizador en panel, el arreglo del catalizador puede reducirse a aproximadamente 4 a 7 mm, resultando en un volumen de catalizador más bajo. Una vida del catalizador más larga, volumen de catalizador más bajo y la eliminación de la tolva para la ceniza, significan costos más bajos para el *SCR* alto en polvo comparado con las configuraciones alto en polvo. La única desventaja del *SCR* alto en polvo es la caída de temperatura del gas de combustión a medida que fluye a través del PES. Las temperaturas del gas de combustión generalmente no decrecen al punto de requerir recalentamiento. Sin embargo, puede requerirse un aumento en el tamaño del conducto de la desviación del economizador existente, para mantener la temperatura del gas de combustión dentro del rango óptimo.

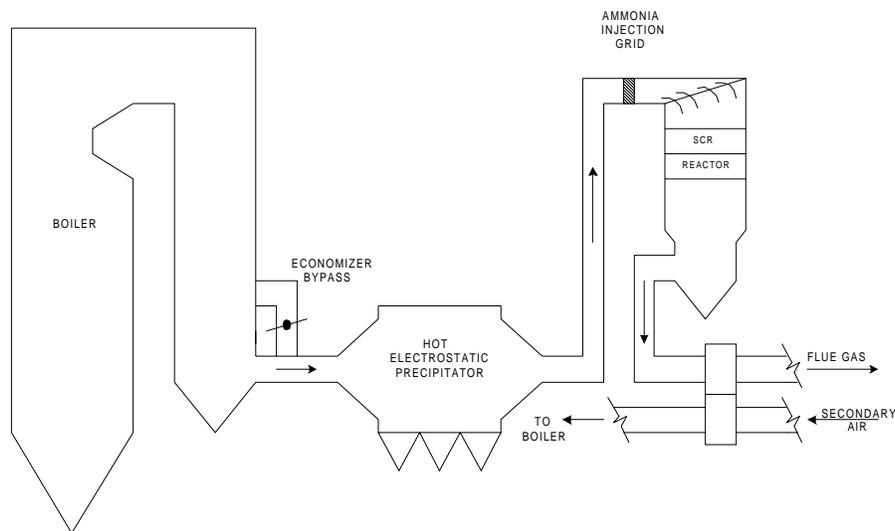


Figura 2.8: Arreglo *SCR* bajo en polvo, [4]

SCR al Final

Las primeras instalaciones de calderas a carbón en Europa y Japón emplean configuraciones *SCR* al final. Esta configuración coloca el reactor *SCR* corriente abajo de todos los equipos de control de la contaminación del aire instalados en una unidad. En la Figure 2.9 se muestra un sistema al-final para una planta con un dispositivo de control de particulados y un sistema de desulfurización del gas de combustión húmedo (DGC). El equipo de control de la contaminación del aire remueve la mayoría de los constituyentes del gas de combustión que deterioran el catalizador del *SCR* antes de que entre al reactor *SCR*. Sin embargo, debido a que la temperatura del gas de combustión al final está por debajo del rango requerido para la reacción amoníaco/ NO_x , necesita recalentarse el gas de combustión. Los sistemas *SCR* al final, utilizan quemadores de gas natural o destilados en los conductos o serpentines de vapor calentadores del gas para recalentamiento. Parte de la energía utilizada para recalentar el gas, es recuperada en un calentador recuperador gas-a-gas.

Típicamente, un sistema al-final es el más costoso de los tres sistemas *SCR* por los costos adicionales de operación y equipo que se requieren para recalentar el gas y recuperar calor. La experiencia en su operación y la disponibilidad de catalizadores mejorados para el sistema *SCR* alto en polvo, hace del sistema *SCR* al final la menos atractiva de las tres opciones. Se están desarrollando actualmente nuevos catalizadores de baja temperatura y pueden hacer de los sistemas al-final, una opción más efectiva en costo en el futuro. [25].

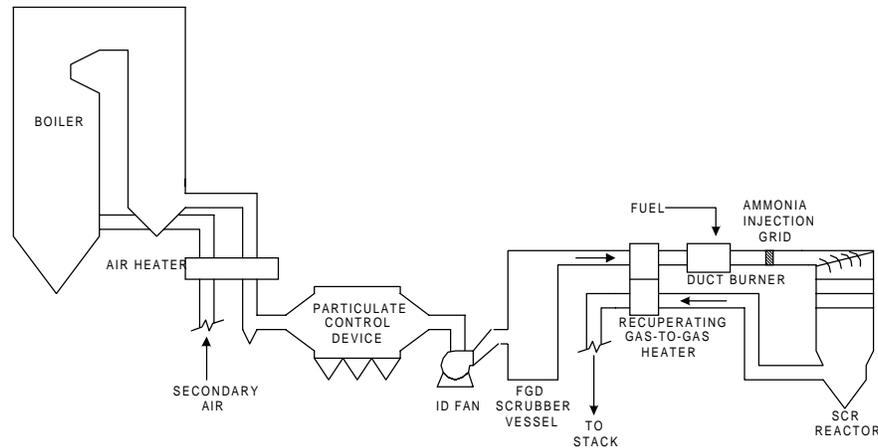


Figura 2.9: Arreglo *SCR* al final, [4]

Turbinas de Gas

Las aplicaciones en turbinas de gas natural frecuentemente utilizan la tecnología *SCR* para control de NO_x postcombustión. Hay dos configuraciones básicas de turbinas de gas; ciclo combinado (ciclo de cogeneración) y ciclo simple. La mayoría de los sistemas *SCR* se instalan como aplicaciones de ciclo combinado. Un diseño típico de *SCR* de ciclo combinado coloca la cámara del reactor después del supercalentador dentro de una cavidad del sistema generador de vapor recuperador de calor (GVRC), como se muestra en la Figure 2.10. La temperatura del gas de combustión en esta área está dentro del rango de operación para los catalizadores del tipo en base a metal. Algunos diseños de turbinas de gas de ciclo combinado localizan el reactor *SCR* corriente abajo del GVRC y antes del economizador a temperaturas que varían desde 350°F hasta 400°F . Las aplicaciones de *SCR* de ciclo simple colocan la cámara del reactor directamente a la salida de la turbina donde la temperatura del gas de combustión está en el rango de 850°F a 1000°F (450°C a 540°C). Esto requiere el uso de catalizadores para alta temperatura tales como las zeolitas. [4]

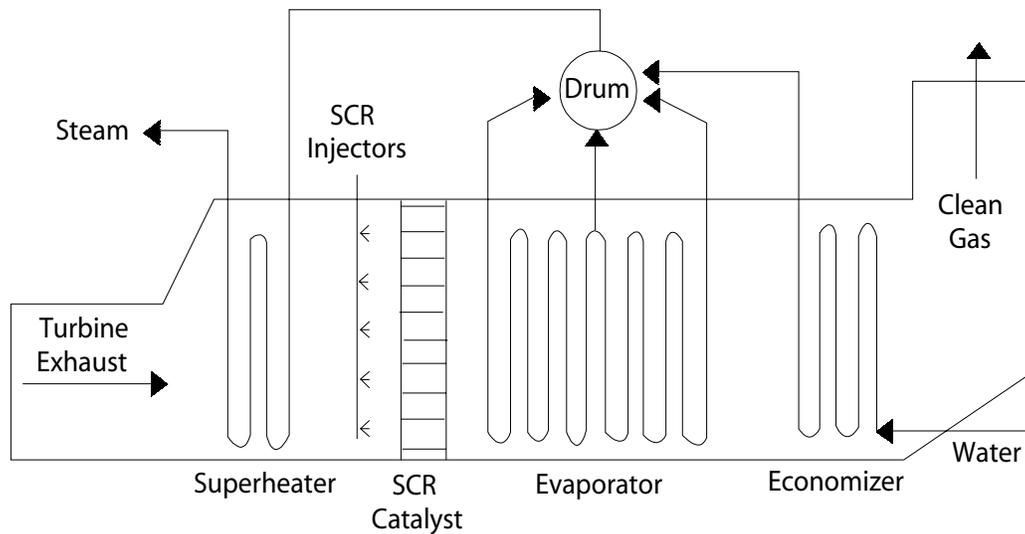


Figura 2.10: Arreglo SCR para una turbina de gas de ciclo combinado, [4]

Diseño del Reactor SCR

El diseño del reactor afecta los costos de capital y de operación del sistema SCR y del plan de manejo del catalizador. Hay dos tipos diferentes de reactores SCR; SCR lleno y SCR en el conducto. Los diseños SCR lleno albergan al catalizador en una cámara del reactor separada. El gas de combustión de la caldera debe ser conducido desde la salida del economizador hacia el reactor SCR y de ahí a la entrada del calentador de aire. Un reactor separado permite que un mayor volumen de catalizador se instale en capas, lo que aumenta la reducción de NO_x y el tiempo de vida del catalizador. También aumenta la longitud del conducto disponible para la mezcla de reactivos antes de que entren a la cámara del reactor. Sin embargo, un reactor separado requiere un gran cantidad de espacio adyacente a la caldera para instalar el reactor y los conductos. Los conductos adicionales con frecuencia hacen necesario mejorar el sistema del ventilador de TI.

Los sistemas SCR en el conducto (en línea), albergan al reactor dentro del sistema de conductos existente de la planta en vez de en una cámara del reactor separada. Generalmente, los conductos son agrandados para proporcionar suficiente espacio para el catalizador. Los sistemas en-el-conducto ahorran en costos de los conductos, la cámara del reactor y del ventilador de TI. Los diseños en-el-conducto limitan el volumen del catalizador y la longitud de mezclado, por lo tanto, son comúnmente utilizados en conjunto con otras tecnologías de control de NO_x [19]. La erosión del catalizador es generalmente mayor para los sistemas en-el-conducto. La instalación y mantenimiento de los sistemas en-el-conducto típicamente requieren más interrupciones de la caldera. Las calderas a gas natural, las cuales tienen bajos volúmenes de catalizador, frecuentemente emplean sistemas en-el-conducto. Las calderas a carbón pueden aplicarse en reactores SCR en-el-conducto, donde las limitaciones de espacio restringen la instalación de un reactor lleno. [19].

2.2.4 Equipo del Sistema SCR Alto en Polvo

La mayoría de los diseños SCR utilizan *Thermal DeNO_x*®, el cual es un sistema de reducción de NO_x a base de amoníaco, desarrollado y patentado por la Compañía *Exxon Research and Engineering* en 1975. El sistema SCR tiene cinco pasos básicos que realizar. Estos pasos son:

- Recepción y almacenamiento de amoníaco;
- Vaporización de amoníaco y mezclado con aire;
- Inyección de la mezcla amoníaco/aire en los puntos adecuados;
- Mezcla de amoníaco/aire con el gas de combustión; y
- Difusión de reactivos dentro del catalizador y reducción de NO_x.

Mientras que los pasos básicos en un sistema SCR son similares para todas las configuraciones, el diseño del sistema y las especificaciones del equipo son algo diferentes. Más adelante se presenta una discusión del diseño y equipo del sistema SCR para un reactor SCR lleno, con configuración alto en polvo, a base de solución acuosa de amoníaco, para una caldera industrial grande ($\geq 2,500$ MMBtu/hr) a carbón. Los pasos del proceso SCR, el equipo auxiliar y los impactos potenciales de la operación SCR en el equipo existente de la planta, también son discutidos. En la Figura 2.1 y en la Figura 2.7 se presenta un diagrama esquemático simplificado de flujo del sistema y en la Table 2.2. se presenta una lista de equipo.

Almacenamiento y Vaporización de Amoníaco

La solución acuosa de amoníaco está típicamente disponible como una solución de 19% a 29.4 % en agua. Generalmente, en esta aplicación se utiliza una solución al 29.4 por ciento. El amoníaco anhidro es casi 100% amoníaco puro y se almacena como un líquido bajo presión. En la Table 2.1 se presentan las propiedades de amoníaco anhidro y en solución acuosa.

Los establecimientos reciben el amoníaco anhidro o en solución acuosa vía carro-tanques o tanques de ferrocarril y se bombean hacia uno o más tanques de almacenamiento. El amoníaco es típicamente almacenado como un líquido en tanques cilíndricos horizontales. El tanque de la solución acuosa de amoníaco es un tanque encerrado aprobado para presiones solo ligeramente elevadas, mientras que el tanque de amoníaco anhidro es un recipiente a presión aprobado para al menos 250 libras por pulgada cuadrada manométricas (*psig*). El tanque de amoníaco anhidro puede llenarse solo hasta cerca del 85% de su volumen total para permitir un espacio de vapor por encima del nivel del líquido. Los tanques están equipados con indicadores de nivel y de temperatura, pasarela, venteo y una escalera de acceso y otros accesorios. La aplicabilidad de trazadores de calor, aislante y de criterio de diseño sísmico, está determinada en base a condiciones específicas del sitio. El tanque debe montarse en una loza de concreto y rodearse de una estructura de contención de derrames, tal como un dique.

Tabla 2.2. Lista de equipo principal para una aplicación de RCS

Artículo	Descripción/Tamaño
Reactores <i>SCR</i> (de 1 a 2)	Tipo de flujo vertical, capacidad de 805,000 <i>ft</i> ³ / <i>min</i> reales, 44 <i>ft.</i> x 44 <i>ft.</i> x 31 <i>ft.</i> de alto (excluyendo el conducto de salida y las tolvas), equipado con 9,604 <i>ft</i> ³ de catalizador de cerámica en panel, caja aislada, soplador de hollín, tolvas y mecanismo de izamiento para reemplazar el catalizador.
Tanque de amoníaco anhidro (1 o más)	Tanque horizontal, presión de diseño de 250 <i>psig</i> , tanques de almacenamiento de 15,000 <i>galones</i> , capacidad de almacenamiento de 34 toneladas cortas.
Compresor de aire (2)	Tipo centrífugo, de 3,200 <i>ft</i> ³ / <i>min</i> reales nominales y motor de 30 <i>hp</i> motor
Vaporizadores (2)	Tipo eléctricos, de 80 kW nominales
Cámara de mezclado	Recipiente de carbón al acero para el mezclado de aire y amoníaco
Rejilla de inyección de amoníaco	Construcción de acero inoxidable, tubería, válvula y boquillas.
Tubería de suministro de amoníaco	Tubería para descarga y suministro de amoníaco; tubo de acero al carbón: 1 pulgada de diámetro, con válvulas y conexiones.
Vapor para soplar hollín	Tubería de suministro de vapor para los sopladores de hollín del reactor, tubo de 2 pulgadas de diámetro con válvula de control "enciende-apaga" y conexiones de dren y venteo con válvulas.
Conductos del aire	Conductos entre los sopladores de aire, la cámara de mezclado y la rejilla de inyección de amoníaco, acero al carbón, 14 pulgadas de diámetro, con dos deflectores mariposa de aislamiento y juntas de expansión.
Conducto del gas de combustión	Modificaciones a los conductos para instalar las modificaciones a los reactores <i>SCR</i> , consistente en conductos aislados, mezcladores estáticos, veletas y juntas de expansión.
Desviación del economizador	Adición de conductos para aumentar la temperatura del gas de combustión durante las cargas bajas, consistente de conductos aislados, deflectores de control de flujo, mezcladores estáticos, veletas, juntas de expansión y aberturas en el casco de la caldera.
Manejo de ceniza	Extensión de las modificaciones existentes al sistema de manejo de ceniza: modificaciones consistentes de doce válvulas de compuerta, doce válvulas de manejo de material, una válvula de segregación y tubería de conducción de ceniza.
Ventiladores de tiro inducido	Tipo centrífugo, 650,000 <i>ft</i> ³ / <i>min</i> reales a 34 pulgadas de agua manométricas y motor de 4,000 <i>hp</i> .

Tabla 2.2. Lista de equipo principal para una aplicación de RCS

Artículo	Descripción/Tamaño
Controles e instrumentación	Controles autosostenibles a base de microprocesadores para el sistema SCR con retroalimentación desde los controles de la planta para la unidad de carga, emisiones de NO _x , etc., incluyendo el analizador de NO _x , dispositivos de monitoreo del flujo de amoníaco, dispositivos de detección y alarma de amoníaco en el área del tanque y otra instrumentación diversa.
Suministros eléctricos	Alambre eléctrico, estructura de tendido y conductos para conectar el equipo nuevo y los controles al sistema existente de suministro de la planta.
Equipo eléctrico	Transformador de servicio del sistema OA/FA/-60 Hz, 1,000/1,250 kVA (65 EC)
Cimentación	Cimientos para el equipo y la tubería/conductos, según se requiera.
Acero estructural	Acero para accesar y soportar el reactor SCR y otro equipo, conductos y tubería.

Las aplicaciones de SCR en calderas grandes, generalmente requieren de uno a cinco tanques con volúmenes que varían desde 10,000 hasta 20,000 galones por tanque, para mantener suficiente volumen para una a tres semanas de operación del SCR. El tamaño del tanque de almacenamiento de amoníaco puede diseñarse para desde 3 a 30 días de almacenamiento. El límite superior del rango sería usado en la práctica de un diseño conservador. Alternativamente, si los distribuidores de amoníaco se localizan cerca y se consideran confiables, el dueño de la planta podría optar por un tanque más pequeño, con tamaño diseñado para pocos días de almacenamiento de amoníaco.

La solución acuosa de amoníaco es vaporizada al bombearla hacia el recipiente en el que se mezcla con aire caliente. El aire del ventilador de dilución de aire es calentado en un calentador eléctrico u otro intercambiador de calor (v.g., vapor). En la mayoría de las aplicaciones de solución acuosa de amoníaco, la mezcla de aire-amoníaco deja el recipiente del vaporizador a cerca de 300 °F. La energía de vaporización requerida para solución acuosa de amoníaco es mucho mayor que la requerida para amoníaco anhidro, porque el agua en la solución acuosa de amoníaco debe también vaporizarse.

Si se utiliza amoníaco anhidro, éste se alimenta al vaporizador eléctrico por gravedad, y el gas vaporizado es regresado al espacio de vapor del tanque de almacenamiento. El vapor es extraído del espacio de vapor y entubado al mezclador aire/amoníaco. Alternativamente, el amoníaco anhidro líquido es bombeado a un vaporizador y entubado al mezclador aire/amoníaco.

El amoníaco (anhidro o en solución acuosa, diluido con aire a razón de 20:1 (aire:NH₃), es transportado a la rejilla de inyección de amoníaco. La alta proporción de aire ayuda a asegurar un buen mezclado de aire y amoníaco y mantiene a la mezcla por debajo del límite de inflamabilidad.

Inyección de Amoníaco

Para amoníaco, ya sea anhidro o en solución acuosa, la mezcla aire-amoníaco es dirigida a través de una rampa de balanceo de flujo a la rejilla de inyección de amoníaco (RIA), donde se inyecta a presión. La rampa de balanceo de flujo consiste de medidores de flujo y válvulas manuales para ajustar el flujo a cada parte de la RIA.

La RIA consiste de una red de tubos o lanzas conectadas en paralelo y perforadas con varios agujeros o boquillas. Las lanzas están colocadas en una formación de rejilla a través de lo ancho y alto del conducto. El tamaño de las lanzas y los agujeros se diseñan para distribuir el amoníaco uniformemente en el gas de combustión. El ángulo de atomización y la velocidad de inyección controlan la trayectoria del amoníaco. Los inyectores están expuestos a altas temperaturas e impactos del gas de combustión, lo cual causa erosión, corrosión y degradación de la integridad estructural. Por lo tanto, los inyectores generalmente se construyen de acero inoxidable y se diseñan para ser reemplazables. Pueden utilizarse zonas múltiples de inyección para aumentar la distribución de amoníaco.

El amoníaco puede inyectarse con un sistema de baja energía o de alta energía. Un sistema de baja energía utiliza poco o nada de aire a presión, mientras que un sistema de alta energía utiliza grandes cantidades de aire comprimido o de vapor para inyectar y mezclar vigorosamente la solución con el gas de combustión. El sistema RIA en una caldera grande, típicamente utiliza sistemas de alta energía. Los sistemas de alta energía son más caros de construir y operar, puesto que requieren de un compresor más grande, un sistema de inyección más robusto y consume más energía eléctrica.

La distribución y el mezclado uniforme con el gas de combustión es crítico para mantener los niveles deseados de escabullimiento de amoníaco. Generalmente se corren modelos numéricos de flujo y de flujo de gas frío para la RIA y el sistema *SCR*, para asegurar mezclado y dispersión uniformes antes de que los gases entren al reactor *SCR*. Si la longitud del conducto es inadecuada para asegurar mezclado completo, o los resultados del estudio de modelación indican características de mezclado pobre del gas, se pueden agregar dispositivos tales como veletas o mezcladores estáticos de gas.

Una parte esencial de un sistema RIA es el controlador utilizado para regular la inyección de amoníaco. La carga de la caldera, el NO_x entrando y las temperaturas de entrada del gas posicionan la señal de alimentación para establecer la razón de inyección de amoníaco base. Una señal de retroalimentación que mida la concentración de NO_x saliendo del *SCR*, es utilizada para bajar la razón de inyección de amoníaco base.

Reducción Catalítica de NO_x

La reducción catalítica de NO_x en un reactor *SCR* ocurre cuando el NO_x y el amoníaco en el gas de combustión entran en contacto con las capas del catalizador. El catalizador mismo es un componente clave del sistema *SCR*. La composición del catalizador, tipo (panal o placa) y propiedades físicas, afectan el funcionamiento, la confiabilidad, la cantidad de catalizador requerido y el costo. Sin embargo, debido a que el proveedor del sistema *SCR* y el proveedor del catalizador deben garantizar la vida y funcionamiento del catalizador, la mayoría de las características del catalizador son seleccionadas por el proveedor del sistema *SCR*.

2.2.5 Equipo Auxiliar del Sistema *SCR*

Conductos de Entrada y Salida del *SCR*

En instalaciones reconvertidas, se requiere de conductos nuevos para integrar el sistema *SCR* con el equipo existente. En sistemas *SCR* alto en polvo, el reactor es colocado entre la salida del economizador y la entrada al calentador de aire. En el *SCR* bajo en polvo, el reactor RCS se coloca entre el conducto de salida del dispositivo de control de particulados y el conducto de entrada al calentador de aire. En el *SCR* al final, los empates de los conductos están corriente abajo del sistema de RIA y también requiere la integración del equipo de recalentamiento del gas de combustión.

Conducto de Desviación del *SCR*

Las operaciones de la caldera a carga baja pueden disminuir la temperatura a la entrada del *SCR* por debajo del rango de operación. Además, los arranques y paros de la caldera ocasionan fluctuaciones drásticas de temperatura. Para estas condiciones de operación, puede requerirse una desviación para dirigir al gas alrededor de la cámara del reactor. La desviación previene envenenamiento y ensuciamiento del catalizador durante los períodos en los que el *SCR* no está operando. Este sistema debe incluir deflectores de cero-fugas para proteger al catalizador de las fugas del gas de combustión y de la desactivación durante los paros del *SCR*. Un sistema de desviación puede también considerarse para operaciones estacionales del sistema *SCR*.

Sopladores de Hollín

En calderas a carbón, usualmente se instalan sopladores de hollín en el reactor *SCR* para remover particulados que pueden bloquear o enmascarar las superficies activas y los pasajes de gas del catalizador. El soplado de hollín ayuda a mantener una caída de presión aceptable del gas de combustión en el reactor *SCR*, manteniendo los pasajes de gas del catalizador libre de partículas. Los sopladores de hollín también mantienen abiertos los pasajes de gas en el calentador de aire y reducen por tanto la caída de presión del sistema. Esto es especialmente

cierto para reconversiones de *SCR* en las que el espaciamiento del plato del calentador de aire es generalmente estrecho, haciéndolo más sensible a ensuciamiento o taponamiento por sales de azufre-amoniaco.

Los sopladores de hollín retractables tipo rastrillo, los cuales utilizan vapor o aire para el soplado, son utilizados en los diseños de *SCR*. Los sopladores de hollín se localizan típicamente sobre cada capa de catalizador. El soplado de hollín se realiza usualmente en una capa de catalizador o parte de una capa de catalizador a la vez. El soplado del hollín de todas las capas del catalizador toma entre 30 minutos y 2 horas, pero usualmente no se realiza frecuentemente. En instalaciones *SCR* europeas, el soplado de hollín se realiza aproximadamente una o dos veces por semana [18].

Conducto de la Desviación del Economizador

Aunque la reacción de *SCR* ocurre dentro de una ventana de temperatura de 600°F a 750°F (320°C to 400°C), el catalizador para una aplicación dada es diseñado para un rango algo más estrecho, la temperatura a la salida del economizador a cargas de operación normales de la caldera. Es esencial mantener la temperatura del gas de combustión dentro de la ventana requerida para optimizar la reacción de reducción de NO_x . Cuando la temperatura del gas de combustión a la salida del economizador disminuye porque la planta está operando a cargas reducidas, la temperatura puede aumentarse utilizando una desviación del economizador.

Generalmente, el conducto de la desviación del economizador tiene un deflector modulador para regular la cantidad de flujo de gas caliente desviado que será mezclado con el gas de combustión más frío a la salida del economizador. Entre más baja sea la carga de la caldera, más se abre este deflector, admitiendo así más gas caliente. El conducto de salida del economizador también necesita un deflector modulador para proporcionar suficiente presión atrás, para permitir que el volumen requerido de gas fluya a través de la desviación. Las principales consideraciones de diseño para una desviación del economizador incluye mantener la temperatura óptima del gas y asegurar mezclado uniforme de las dos corrientes de gas antes de entrar al reactor *SCR*.

Ventilador de Tiro Inducido (TI) Nuevo o Mejorado

Los nuevos conductos y las capas de catalizador del reactor RCS disminuye la presión del gas. Para mantener la misma razón de flujo a través de los conductos, se requiere energía adicional. El ventilador de tiro inducido (TI) existente, puede no ser capaz de proporcionar el aumento requerido de presión estática. En tales casos, se instala un ventilador de TI nuevo o uno mejorado. La cimentación existente del motor y del ventilador también puede necesitar modificarse. El reemplazo implica la instalación de un ventilador o soplador nuevo. En todos los casos, los sistemas *SCR* requieren energía eléctrica adicional para el ventilador de TI, equivalente a aproximadamente 0.3 por ciento de la producción de energía eléctrica de la planta. Refiérase a la Ecuación (2.49) para una estimación más precisa de las necesidades de energía eléctrica adicional.

2.2.6 Otras Consideraciones

Formación de SO₃

Durante la combustión de combustibles con contenido de azufre se forma trióxido de azufre (SO₃). Reacciona con el amoníaco en el gas de combustión corriente abajo del reactor (escabullimiento de amoníaco), para formar bisulfato de amonio y sulfato de amonio. La cantidad formada depende del contenido de azufre del combustible y de la cantidad de escabullimiento de amoníaco. El bisulfato de amonio se condensa a medida que baja la temperatura de la corriente de gas de combustión. Entonces se deposita sobre el catalizador del SCR y en los equipos corriente abajo, tales como el calentador de aire, los conductos y el ventilador. Los límites de escabullimiento de amoníaco son generalmente impuestos como parte de los requerimientos de diseño del SCR para evitar impactos en el equipo corriente abajo.

Hay varios métodos para limitar el impacto de la deposición de la sal de amoníaco-azufre. Se pueden instalar sopladores de hollín entre las capas del catalizador para remover los depósitos superficiales, soplando aire o vapor a través del catalizador. Puede requerirse mayor lavado ácido del precalentador de aire y de otro equipo para remover los depósitos. Sin embargo, el lavado ácido más frecuente genera agua residual adicional que debe disponerse o tratarse por la planta. El contenido de azufre del gas de combustión puede disminuirse por el proceso de desulfurización del carbón o cambiando de combustible. Finalmente, la temperatura del gas de combustión puede aumentarse para prevenir condensación.

Las concentraciones elevadas de SO₃ suben el punto de rocío del ácido del gas de combustión. Este fenómeno potencialmente conduce a más corrosión en las superficies del extremo frío del calentador de aire, si la temperatura del gas de combustión está por debajo del punto de rocío del ácido. Para proteger contra esta posibilidad, las canastas del extremo frío del calentador de aire pueden reemplazarse por canastas recubiertas con esmalte.

Los sulfatos de amonio también se depositan sobre la ceniza flotante. Un contenido de amoníaco en la ceniza flotante mayor a 5 ppm puede resultar en desprendimiento de gas, lo cual puede impactar la comercialización de la ceniza flotante como un subproducto, y el almacenamiento y disposición de la ceniza por confinamiento. [10] (Véase el Cap.1 SNCR)

Formación de Oxido de Arsénico

El óxido de arsénico (As₂O₃) formado durante la combustión de combustibles conteniendo arsénico, causa desactivación del catalizador al ocupar sitios activos en los poros. Las calderas a carbón son particularmente susceptibles a envenenamiento con arsénico. Puede inyectarse caliza (CaCO₃) en el gas de combustión para generar el Ca₃(AsO₄)₂ sólido, el cual no se deposita sobre el catalizador y puede ser removido del gas de combustión con un precipitador.

Reconversión Contra Diseño Nuevo

La reconversión a *SCR* en una caldera existente, tiene costos de capital mayores que un *SCR* instalado en un sistema de caldera nuevo. La magnitud del diferencial de costo es una función de la dificultad de la reconversión. Una gran parte de los costos de capital no se impactan por la reconversión, incluyendo los costos del equipo de almacenamiento, vaporización e inyección. El aumento en el costo es debido principalmente a las modificaciones de los conductos existentes, al costo de acero estructural y de construcción del reactor, a los costos del equipo auxiliar, tal como ventiladores adicionales y costos de ingeniería. Además, se puede requerir bastante demolición y relocalización del equipo para proporcionar espacio para el reactor. Estos costos pueden dar cuenta de más del 30% de los costos de capital asociados con *SCR* [9]. Los costos de reconversión para calderas de tubos de humo de fondo húmedo o de ciclón, son algo más altos que los costos de reconversión para calderas de fondo seco o con quemador tangencial. [4]. El diferencial de costos de la reconversión para RCS en Alemania es aproximadamente 200 \$ por *MMBtu/hr* (20 \$/kW) [4].

Diseño y Configuración de la Unidad de Combustión

El tamaño de la caldera es uno de los factores principales que determinan los costos de capital del sistema *SCR*. Además, la configuración de la caldera influye los costos del *SCR*. Las configuraciones de calderas que dividen el flujo de gas de combustión para dos o más precalentadores de aire y/o sistemas de remoción de particulados, requieren más de un reactor *SCR*. Los reactores adicionales aumentan sustancialmente los costos de capital. Las operaciones de calderas que tienen cargas variables de operación, paros y arranques frecuentes u operaciones estacionales, requieren de una desviación del *SCR*. Los conductos, deflectores y sistemas de control adicionales, aumentan los costos de capital del sistema *SCR*. El sistema *SCR* puede requerir modificaciones a los ventiladores de tiro y/o instalación de ventiladores adicionales. Esto aumenta ambos costos de capital y de operación del sistema *SCR*. Además, pueden requerirse modificaciones a la caldera y a los conductos como protección contra el colapso para acomodar mayores requerimientos de tiro. [9]

Fuente de Combustibles

Las calderas industriales utilizan carbón, destilados, combustóleo y gas natural. El tipo y grado de combustible afecta el diseño del *SCR* y por lo tanto, los costos de capital del sistema *SCR*. Los combustibles con alto valor calorífico tienen razones de flujo más altas, lo cual a su vez, resulta en un aumento del tamaño del reactor y del volumen del catalizador requeridos. Las aplicaciones que queman carbón son más costosas que las calderas a destilado o combustóleo, debido a sus razones de flujo de gas de combustión más altas. [9]

La cantidad de nitrógeno, cenizas flotantes y contaminantes en la corriente de gas de combustión, varían de acuerdo al tipo y grado del combustible. Esto afecta al volumen requerido del catalizador así como al diseño, composición y razón de desactivación del catalizador. El gas de

combustión del carbón contiene mayores cantidades de cenizas flotantes, dióxido de azufre, trióxido de azufre, arsénico y otros contaminantes traza, que el combustóleo y el gas natural. El gas natural es el combustible más limpio y contiene la menor cantidad de nitrógeno, por lo tanto, quemar gas natural resulta en las cantidades más bajas de NO_x y de contaminantes en la corriente de gas de combustión. La cantidad de nitrógeno y de contaminantes en fuentes de combustibles pesados varía con el tipo y grado del combustible, ya sea refinado o residual.

Modelado de un Sistema SCR

Como parte del proceso de diseño del SCR, se corren modelos de cinética química y dinámica de fluidos por computadora (DFC) (Ver el Capítulo 1 SNCR). Además de la DFC y de los modelos de cinética química, generalmente se requiere modelado tridimensional del flujo físico, también conocido como delado de flujo en frío. El modelado de flujo en frío asegura que el flujo a través del reactor SCR proporcione el tiempo de residencia adecuado, alcance mezclado uniforme del gas de combustión y del amoníaco, minimice las velocidades lineales para prevenir erosión del catalizador y minimice la caída de presión a través de las capas de catalizador. Implica construir un modelo del sistema de inyección de amoníaco, del área de mezclado y de la cámara del reactor. En una configuración de alto polvo, esto implica modelar desde la salida del economizador hasta la entrada al calentador de aire. Las escalas típicas de modelado varían desde una razón de 1:10 hasta una razón de 1:12 para calderas grandes de termoeléctricas.

2.3 Parámetros de Diseño

El diseño del sistema SCR es una tecnología patentada. Los detalles amplios de la teoría y las correlaciones que pueden usarse para estimar los parámetros de diseño, tales como el volumen requerido del catalizador, no están publicados en la literatura técnica. [4]. Además, el diseño es altamente específico del sitio. A la luz de estas complejidades, el diseño del sistema SCR se realiza generalmente proporcionando todos los datos específicos de la planta y de la caldera al proveedor del sistema SCR, quién especifica el volumen requerido del catalizador y otros parámetros de diseño en base a experiencias previas y a dinámica de fluidos por computadora y a modelado de cinética química. [1]

En esta sección se presenta paso a paso, un enfoque para estimar los parámetros de diseño en base a un procedimiento desarrollado en el reporte borrador de la EPA, *Selective Catalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Este procedimiento supone que el tamaño y el costo del sistema SCR están basados en tres parámetros principales: el tamaño de la caldera o suministro de calor, el nivel de reducción requerido de NO_x , y el volumen del catalizador. El enfoque para diseñar el tamaño del SCR descrito en esta sección, se basa en los volúmenes de catalizador para un caso base y varios casos sensibles desarrollados para soportar los procedimientos de estimación de costos en la Referencia [1]. Aunque este enfoque está basado

en datos de *SCR* para calderas de plantas termoeléctricas, proporciona la suficiente exactitud y detalle para desarrollar las estimaciones de costos de capital y anual para *SCR* aplicado a calderas industriales.

Suministro de Calor de la Caldera

El parámetro principal para la estimación de costos en la metodología presentada en la referencia [1], es la liberación potencial máxima de calor de la caldera o razón de suministro de calor, Q_B , expresada en *MMBtu/hr* (millones de unidades térmicas inglesas por hora). Se obtiene del *high heating value - HHV* (valor calorífico alto, VCA) del combustible, en *Btu/lb* (*Btu* por libra), multiplicado por la máxima razón de consumo de combustible en *lb/hr* (libras por hora), \dot{m}_{comb} :

$$Q_B = HV \dot{m}_{fuel} \quad (2.3)$$

en donde en la Tabla 2.3 se presentan los CCA para varios carbones.

Tabla 2.3: Valores Caloríficos Altos para Varios Carbones

Tipo de Carbón	Contenido Energético (<i>Btu/lb</i>)
Lignita	5,000-7,500
Sub-bituminoso	8,000-10,000
Bituminoso	11,000 - 15,000
Antracita	14,000

Si la caldera genera electricidad, entonces su suministro de calor puede ser estimado utilizando la *boiler net plant heat rate - NPHR* (razón neta de calor de la planta de la caldera):

$$Q_B = B_{MW} NPHR \quad (2.4)$$

en donde C_{MW} es la capacidad de la caldera en megawatts (MW) a carga total. Nótese que si no se conoce la *NPHR* (v.g., una unidad de cogeneración), puede usarse un valor de 9,500 *Btu* por kilowatt-hora (*Btu/kWh*) como una estimación razonable. Utilizando este valor, entonces la razón de suministro de calor, Q_B , is:

$$Q_B \left(\frac{MMBtu}{hr} \right) = 9.5 \left(\frac{MMBtu}{MWh} \right) B_{MW} (MW) \quad (2.5)$$

Factor de Capacidad del Sistema

El factor total de capacidad del sistema, FC_{total} , es una medida del uso anual promedio de la caldera en conjunto con el sistema RCS. El FC_{total} está dado por:

$$CF_{total} = CF_{plant} CF_{SNCR} \quad (2.6)$$

Para calderas industriales, el factor de capacidad de la caldera, FC_{planta} , es la razón de la cantidad real de combustible quemado anualmente a la cantidad potencial máxima de combustible quemado anualmente, en libras. El FC_{planta} está dado por:

$$CF_{plant} = \frac{actual\ m_{fuel}}{maximum\ m_{fuel}} \quad (2.7)$$

El SCR puede ser operado todo el año o solamente durante la estación especificada de ozono. El factor de capacidad del sistema SCR, FC_{RCS} , es la razón del número real de días de operación del SCR, t_{RCS} , al número total de días por año:

$$CF_{SCR} = \frac{t_{SCR}}{365} \quad (2.8)$$

NO_x No Controlado y NO_x de la Chimenea

El NO_x, no controlado, representado como NO_{xin} , es la concentración de NO_x en el gas de combustión después de cualesquier reducción proporcionada por los controles de la combustión, pero antes del sistema de SCR. La concentración del NO_x no controlado, obtenida de analizar la corriente de gas de combustión, se da generalmente en $lb/MMBtu$ (libras de NO₂ por $MMBtu$) [1].

El NO_x, de la chimenea, representado como NO_{xout} , es el límite de emisión requerido de NO_x a la salida de la chimenea. Se fija generalmente por la planta o por límites regulatorios y también está dado en $lb/MMBtu$ [1].

Eficiencia de Remoción de NO_x

La eficiencia de remoción de NO_x, representada como η_{NOx} , se determina del nivel de NO_x no controlado de la caldera a la razón máxima de suministro de calor, $FC_{plant} = 1.0$, y del límite de emisión requerido de la chimenea.

La ecuación para la eficiencia de remoción de NOx está dada por:

$$\eta_{NO_x} = \frac{NO_{x_{in}} - NO_{x_{out}}}{NO_{x_{in}}} \quad (2.9)$$

Relaciones Estequiométricas Reales

La *Actual Stoichiometric Ratio* - *ASR* (Relación Estequiométrica Real), indica la cantidad real de reactivo necesaria para alcanzar la reducción de NO_x buscada. Los valores típicos de *ASR* son mayores que los valores teóricos debido a la complejidad de las reacciones que involucran al catalizador y mezclado limitado. Los valores altos de *ASR* resultan generalmente en una mayor reducción de NO_x. La *ASR* es un parámetro importante en el diseño de un sistema de *SCR*, porque establece el uso de reactivo del sistema de *SCR*. La *ASR* está definida por:

$$ASR = \frac{\text{moles de } NH_3 \text{ equivalente inyectado}}{\text{moles de } NO_x \text{ no controlado}} \quad (2.10)$$

Para propósitos de estimación, las moles de NO_x son equivalentes a las moles de NO₂. Nótese que las moles de NH₃ equivalente en la Ecuación 2.10, son las moles de NH₃ que serán liberadas por el reactivo. Cuando se utiliza amoníaco como reactivo, las moles equivalentes de NH₃ inyectado son iguales a las moles de amoníaco inyectado.

En un diseño desarrollado por un proveedor del sistema, la *ASR* sería ajustada para tomar en cuenta la temperatura, el tiempo de residencia, el grado de mezclado, la actividad del catalizador y el escabullimiento de amoníaco permitido para una caldera específica. Ninguna ecuación estaba disponible para estimar la *ASR* para la *SCR*. El valor de la *ASR* en un sistema de *SCR* típico es aproximadamente:

$$ASR = 1.05 \quad (2.11)$$

Este valor incorpora márgenes de diseño para el escabullimiento de amoníaco y la pequeña cantidad de NO₂ en el gas de combustión de la caldera que requiere dos moles de NH₃ por mol de NO₂ en lugar de una mol de NH₃ por mol de NO, tal como se muestra en la Ecuación 2.1.

Razón de Flujo de Gas de Combustión

La razón de flujo de gas de combustión a carga completa, incluyendo el margen típico de diseño de 5 a 15 por ciento, es usada para diseñar el tamaño de los reactores de *SCR* y el inventario del catalizador asociado. Esta razón de flujo debe obtenerse de datos de pruebas o por cálculos de combustión.

Si los datos de razón de flujo no están disponibles, puede calcularse una aproximación de la razón de flujo de gas de combustión para cada uno de los reactores de SCR. La estimación de la razón de flujo volumétrica debe basarse en la temperatura de operación del gas esperada a la entrada de la SCR. La ecuación para la razón de flujo volumétrica es:

$$q_{fluegas} = \frac{q_{fuel} Q_B (460 + T)}{(460 + 700^\circ F) n_{SCR}} \quad (2.12)$$

en donde n_{RCS} es el número de cámaras de los reactores de SCR y q_{comb} es la razón de flujo volumétrico del combustible de la caldera.

La razón de flujo del combustible q_{comb} , está basada en los cálculos de combustión utilizando combustibles típicos, parámetros típicos de la caldera (v.g., 20% de exceso de aire), y presión típica del gas de combustión de la SCR (-10 pulgadas de agua manométricas) [20]. En la Tabla 2.4 se presentan valores estimados de q_{comb} para varios tipos de carbón.

Tabae 2.4: Valores Estimados de Razón de Flujo Volumétrico para Varios Carbones

Tipo de Carbón	Valor estimado de q_{comb} (ft ³ /min-MMBtu/hr)
Bituminoso	484
Cuenca del Río Powder	516
Lignita	547

Nótese que en general, el número de reactores, n_{RCS} , es específico del sitio. Típicamente se requiere un reactor de SCR por unidad de caldera en el diseño de sistemas alto en polvo. Sin embargo, dos reactores de SCR pueden ser necesarios para tratar el gas de combustión de una caldera equipada con dos precalentadores de aire. Los diseños de sistemas desarrollados para los casos base y sensible de este informe, usan un reactor. Se espera que los costos a nivel de estudio de un sistema de dos reactores sean similares al costo de un sistema de un reactor correspondiente, porque los costos del catalizador, del amoníaco, de la desviación del economizador y del ventilador de TI son esencialmente idénticos.

Velocidad de Espacio y Velocidad de Área

La velocidad de espacio se define como el inverso del tiempo de residencia, dado por la ecuación:

$$V_{space} = \frac{1}{\text{Tiempo de Residencia}} \quad (2.13)$$

La velocidad de espacio se calcula a partir de la razón de flujo volumétrica del gas de combustión, medida experimentalmente a la entrada del reactor, representada por $q_{gas\ comb}$, y del volumen del reactor, representado como $Vol_{reactor}$, dado por la ecuación:

$$V_{space} = \frac{q_{flue\ gas}}{Vol_{reactor}} \quad (2.14)$$

Los diseñadores y proveedores del sistema de SCR utilizan el concepto de velocidad de área, V_{area} , para tomar en cuenta que la reacción se limita a los sitios activos del catalizador. La velocidad de área se calcula a partir del área superficial específica del catalizador por volumen del catalizador, $A_{especifica}$, en la siguiente ecuación:

$$V_{area} = \frac{V_{space}}{A_{specific}} \quad (2.15)$$

El $A_{especifica}$ está dada en unidades de longitud²/longitud³ y debe ser proporcionada por el fabricante del catalizador.

Eficiencia de Remoción de NO_x

La eficiencia de remoción de NO_x, representada como η_{NOx} , se determina a partir de los valores de los límites de emisión no controlados y los requeridos de la chimenea para carga base o carga completa, utilizando la siguiente ecuación:

$$\eta_{NOx} SR = (1 - e^{-a}) \quad (2.16)$$

en donde NO_{xout} es el nivel de NO_x requerido en la chimenea. La eficiencia requerida de remoción de NO_x es uno de los parámetros más influyentes en el costo total del sistema de SCR [9].

La siguiente ecuación teórica permite la estimación de la eficiencia de remoción de NO_x, η_{NOx} , en base a la constante de actividad del catalizador, $K_{catalizador}$, a un tiempo determinado, t [1]. La eficiencia teórica de remoción de NO_x es:

$$a = \left(\frac{-K_{catalyst} A_{specific}}{V_{space}} \right) \quad (2.16a)$$

en donde ambas, $K_{catalizador}$ y $A_{especifica}$ son proporcionadas por el fabricante del catalizador.

De acuerdo a esta ecuación, la eficiencia de remoción de NO_x aumenta con aumentos en la razón NH_3/NO_x y disminuciones de la velocidad de espacio (v.g., aumentando el volumen del catalizador para un razón de flujo de gas dada). Además, la ecuación muestra que a medida que la actividad del catalizador decrece con el tiempo, la remoción de NO_x también decrece.

El escabullimiento de amoníaco en partes por millón por volumen, puede calcularse del valor de η_{NO_x} , utilizando la ecuación [14]:

$$\text{Escabullimiento} = \left(\text{ASR} - \eta_{\text{NO}_x} \right) \quad (2.17)$$

Volumen del Catalizador

El volumen teórico del catalizador requerido por el sistema de SCR, se basa en los factores discutidos en la Sección 2.2 Descripción del Proceso. La ecuación 2.17 puede rearrreglarse para determinar el volumen teórico del catalizador. [8]. Substituyendo la definición de velocidad espacio en la Ecuación 2.17, el volumen del catalizador está dado por:

$$Vol_{catalyst} = \frac{-\left(q_{fluegas} \ln \left[1 - \left(\frac{\eta_{\text{NO}_x}}{\text{ASR}} \right) \right] \right)}{K_{catalyst} A_{specific}} \quad (2.18)$$

En la Referencia [1] se desarrolló una ecuación empírica como una función de varias variables de sensibilidad. Las variables de sensibilidad fueron determinadas a partir de las estimaciones del volumen del catalizador obtenidas del proveedor del catalizador para casos base y de sensibilidad. Se desarrollaron entonces factores de ajuste para estas variables utilizando técnicas de regresión.

La ecuación empírica para el volumen de catalizador está dada a continuación:

$$Vol_{catalyst} = 2.81 Q_B \eta_{adj} Slip_{adj} \text{NO}_{x_{adj}} S_{adj} \frac{T_{adj}}{n_{SCR}} \quad (2.19)$$

y los factores de ajuste incluyen:

- Factor de ajuste de la eficiencia de NO_x :

$$\eta_{adj} = 1.058\eta_{\text{NO}_x} + 0.2869 \quad (2.20)$$

- Factor de ajuste de NO_x para NO_x a la entrada:

$$NO_{x_{adj}} = 0.3208 NO_{x_{in}} + 0.8524 \quad (2.21)$$

- Factor de ajuste de escabullimiento de amoníaco para escabullimientos de amoníaco entre 2 y 5 ppm:

$$\text{Escabullimiento}_{adj} = -0.0567 \text{ Escabullimiento} + 1.2835 \quad (2.22)$$

- Factor de ajuste de azufre en el carbón:

$$S_{adj} = 0.0455S + 0.9636 \quad (2.23)$$

en donde S es el contenido de azufre del combustible en fracción en peso.

- El factor de ajuste de la temperatura para temperaturas de gas distintas a 700°F:

$$T_{adj} = \left(2.74 \times 10^{-5} T^2\right) - (0.03937 T) + 15.16 \quad (2.24)$$

en donde T es la temperatura del gas de combustión a la entrada del reactor en grados *Fahrenheit* (°F).

Dimensiones del Reactor de SCR

El tamaño del área de sección transversal del reactor de *SCR* se diseña para la razón de flujo del gas de combustión y la velocidad superficial. Un valor típico de la velocidad superficial es 16 pies por segundo. Utilizando este valor para la velocidad, la ecuación para el área de sección transversal del catalizador está dada por

$$A_{catalyst} = \frac{q_{fluegas}}{v_{sf}} \quad (2.25)$$

El área de sección transversal del reactor de *SCR* es aproximadamente 15 por ciento más grande que el área de sección transversal del catalizador para tomar en cuenta la geometría del módulo y los accesorios.:

$$A_{SCR} = 1.15 A_{catalyst} \quad (2.26)$$

Las dimensiones reales del *SCR* dependen del arreglo del módulo en la capa del catalizador. Las dimensiones típicas de sección transversal de un módulo son 3.3. pies de ancho por 6.6 pies de largo. Por lo tanto, las dimensiones del plan del *SCR* son múltiplos aproximados de estas dimensiones. Dependiendo del número de módulos a lo ancho y a lo largo, el reactor de *SCR* puede ser cuadrado o rectangular.

Para los propósitos de este informe, el reactor de *SCR* puede tratarse como cuadrado. Los costos de selección son válidos para reactores de *SCR* rectangulares, siempre que la relación de esbeltez (la longitud dividida por la anchura), no sea muy grande. Las relaciones de esbeltez industriales normales están entre 1.0 y 1.5. para un reactor cuadrado, la longitud, l , y el ancho, w , se estiman por:

$$l = w = \left(A_{SCR} \right)^{1/2} \quad (2.27)$$

Primero se estima un valor inicial para el número de capas de catalizador. Esta estimación se comprueba entonces, calculando la altura de cada capa de catalizador. La estimación inicial del número de capas de catalizador puede determinarse a partir del volumen de catalizador, el área de sección transversal del catalizador y estimando la altura del elemento del catalizador. Una altura nominal para el catalizador, h'_{capa} , es 3.1 pies. Una primera estimación del número de capas de catalizador, n_{capa} , es:

$$n_{layer} = \frac{Vol_{catalyst}}{h'_{layer} A_{catalyst}} \quad (2.28)$$

Este valor de n_{capa} se redondea entonces al entero más cercano. Además, deben de haber al menos dos capas de catalizador.

La altura de cada capa de catalizador se calcula utilizando el número estimado de capas. Esto debe resultar en que la altura de una capa de catalizador, h_{capa} , esté dentro del rango industrial normal de 2.5 a 5.0 pies. La altura de una capa de catalizador se calcula de la siguiente ecuación:

$$h_{layer} = \left[\frac{Vol_{catalyst}}{n_{layer} A_{catalyst}} \right] + 1(\text{ft}) \quad (2.29)$$

en donde se agrega 1 pie para tomar en cuenta el espacio requerido por encima y por debajo del material del catalizador para el ensamble del módulo.

El número de capas de catalizador calculadas arriba no incluye capas vacías de catalizador para la instalación de catalizador a futuro. Se recomienda una capa vacía de

catalizador para usarla con un plan de manejo de catalizador. El número total de capas de catalizador incluye todas la capas vacías de catalizador que serán instaladas.

$$n_{total} = n_{layer} + n_{empty} \quad (2.30)$$

La altura del reactor de SCR, incluyendo las capas iniciales y futuras de catalizador, la capa rectificadora de flujo, el espacio para los sopladores de hollín y el cargado del catalizador, pero excluyendo los conductos y tolvas de entrada y salida, se determina de la ecuación:

$$h_{SCR} = n_{total} (c_1 + h_{layer}) + c_2 \quad (2.31)$$

en donde las constantes se basan en prácticas industriales comunes de $c_1 = 7$ y $c_2 = 9$.

Estimación del Consumo de Reactivo y el Tamaño del Tanque

La razón de consumo de reactivo o razón de flujo masa del reactivo, $\dot{m}_{reactivo}$, expresada generalmente como *lb/hr* (libras por hora), puede calcularse utilizando:

$$\dot{m}_{reagent} = \frac{NO_{x,in} Q_B NSR \eta_{NO_x} M_{reagent}}{M_{NO_x} SR_T} \quad (2.32)$$

en donde $M_{reactivo}$ es el peso molecular del amoníaco (17.03 gramos por mol) y M_{NO_x} es el peso molecular del NO_2 (46.01 gramos por mol). Se usa el peso molecular del NO_2 porque las emisiones de NO_x , $NO_{x,in}$, están dadas en *lb/MMBtu* de NO_2 .

Para el amoníaco, la razón de flujo masa de la solución acuosa del reactivo, \dot{m}_{sol} , está dada por:

$$\dot{m}_{sol} = \frac{\dot{m}_{reagent}}{C_{sol}} \quad (2.33)$$

en donde C_{sol} es la concentración de la solución acuosa de reactivo en peso.

La razón de flujo volumétrico de la solución, q_{sol} , expresada generalmente como galones por hora (gph), es:

$$q_{sol} = \frac{\dot{m}_{sol}}{\rho_{sol}} v_{sol} \quad (2.34)$$

en donde ρ_{sol} es la densidad de la solución acuosa del reactivo en libras por pié cúbico, $56.0 \text{ lb}/\text{ft}^3$ para una solución de amoníaco al 29% a 60°F . El volumen específico de una solución de amoníaco al 29% a 60°F es $7.481 \text{ gal}/\text{ft}^3$.

El volumen total almacenado en el tanque, o tanques, está basado en el volumen que requiere el sistema de *SCR* para operar por un número especificado de días. El volumen almacenado en sitio para el número de días de operación, t , es:

$$\text{Volumen del Tanque} = q_{sol} t \quad (2.35)$$

Nótese que el volumen del tanque típicamente está basado en operación a carga completa, de modo que el factor de capacidad no está incluido en la Ecuación 2.36. Un requerimiento común de almacenamiento en sitio es para 14 días de operación del *SCR*.

2.4 Análisis de Costos

La metodología de estimación de costos presentada aquí, proporciona una herramienta para estimar costos a nivel estudio para sistemas de *SCR* alto en polvo. La selección real de la opción más efectiva en costos debe basarse en un estudio detallado de ingeniería y en cotizaciones de costos de los proveedores del sistema. Los costos presentados aquí están expresados en dólares de 1998.

Las ecuaciones para estimaciones de costos presentadas en esta sección se basan en ecuaciones desarrolladas por *The Cadmus Group*, *Bechtel Power, Inc.* y *SAIC* en el informe borrador de la *EPA*, Reducción Catalítica selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón. [1]. Estas ecuaciones siguen la metodología de costos del *Electric Power Research Institute (EPRI)*[23]. En el método del *EPRI*, ambos costos, el costo de equipo comprado (CEC) y el costo indirecto de instalación se estiman juntos. Esta metodología es diferente a la del *EPA Air Pollution Control Cost Manual* (Manual de Costos de Control de la Contaminación del Aire de *EPA*), la cual estima separadamente los costos de equipo y los costos de instalación. Debido a la disponibilidad limitada de datos de costos de equipo y de datos de costos de instalación, las ecuaciones para los costos de capital de la *SCR* no fueron reformuladas.

Las ecuaciones del costo anual y de capital fueron desarrolladas para calderas de tubos de humo, tangenciales para generación de electricidad e industriales, con razones de suministro de calor que varían desde $250 \text{ MMBtu}/\text{hr}$ a $6000 \text{ MMBtu}/\text{hr}$ (25 MW a 600 MW). El diseño del sistema de *SCR* es una configuración de alto polvo con un reactor de *SCR* por unidad de combustión. Utiliza amoníaco anhidro como el reactivo con un escabullimiento de amoníaco permitido en el rango de 2 a 5 ppm. El catalizador es un panel de cerámica con una vida de operación de 3 años a operaciones de carga completa. Las ecuaciones de costos son suficientes

para eficiencias de reducción de NO_x de hasta 90%. Se incluye un factor de corrección para una instalación nueva contra una instalación reconvertida, para ajustar los costos de capital. [1]

La información de costos presentada en este informe se basa en el uso de catalizador de panel de cerámica para el caso base. En general, se requiere más volumen de catalizador para un sistema de *SCR* que utiliza un catalizador de plato, aunque el costo unitario del catalizador de plato es menor que para el de panel. Así, se espera que cualquier diferencia en costos de capital esté dentro de la exactitud de una estimación de costos a nivel estudio.

Este informe está basado en un sistema de *SCR* de alto polvo, porque es el diseño más común. Una configuración de bajo polvo costaría algo menos porque el volumen requerido del catalizador es menor y en el reactor de *SCR* no se requieren tolvas para las cenizas. La metodología de costos es válida para un sistema de *SCR* de bajo polvo porque se espera que las reducciones de costos estén dentro del rango de incertidumbre de los costos a nivel estudio. Los costos para el arreglo al-final, sin embargo, no pueden estimarse a partir de este informe, porque son suficientemente más grandes que los de los sistemas de *SCR* alto en polvo, debido a los requerimientos de recalentamiento del gas de combustión.

2.4.1 Inversión de Capital Total

La *Total Capital Investment - TCI* (Inversión Total de Capital) incluye los costos directos e indirectos asociados con la compra e instalación del equipo de la *SCR*. Los costos incluyen el *equipment cost - EC* (costo del equipo) para el sistema de *SCR* mismo, el costo del equipo auxiliar, los costos de instalación directos e indirectos, costos adicionales debido a la instalación, tales como por remoción de asbesto, costos para la construcción y la preparación del sitio, establecimientos fuera del sitio, terreno y capital de trabajo. En general, la *SCR* no requiere de edificios, preparación de sitio, establecimientos fuera de sitio, terreno ni capital de trabajo. Una discusión más detallada de los costos de capital se puede encontrar en la Sección 1, Capítulo 2 de este Manual.

Costos Directos de Capital

Los *direct capital costs - DC* (costos directos de capital) incluyen los *purchased equipment costs - PE* (costos de equipo comprado), tal como del equipo del sistema de *SCR*, instrumentación, impuestos sobre venta y fletes. Esto incluye costos asociados con mediciones de campo, modelado numérico y diseño del sistema. También incluye los costos directos de instalación, tales como los del equipo auxiliar (v.g., conductos, ventiladores, compresor), cimentación y soportes, manejo y levantamiento, instalación eléctrica, tubería, aislantes, pintura y remoción de asbestos. En la Tabla 2.2 se presenta una lista de los requerimientos de equipo y de instalación para un sistema de *SCR* alto en polvo a base de solución acuosa de amoníaco.

La ecuación del costo directo de capital está basada en datos para una caldera representativa y varios casos sensibles. [2]. La ecuación de los costos directos de capital incluyen el efecto de los parámetros específicos de diseño en el costo de la SCR a través de usar factores de ajuste. Los factores de ajuste están basados en correlaciones de casos sensibles como funciones del volumen del catalizador, altura del reactor y razón de flujo de amoníaco. [2]. Los parámetros de diseño y su efecto en la ecuación del costo de capital se enlistan a continuación:

- Remoción de NO_x (volumen del catalizador);
- NO_x a la entrada (volumen del catalizador);
- Escabullimiento de amoníaco (volumen del catalizador);
- Contenido de azufre en el carbón (volumen del catalizador);
- Temperatura del gas de combustión (volumen del catalizador);
- Plan de manejo del catalizador (cost del reactor de SCR);
- Planta nueva contra reconvertida (costo de los conductos, acero estructural y cimentación); y
- Con y sin desviación de la SCR, v.g., para operaciones estacionales (costo de los conductos)

La ecuación para los costos directos de capital (*DC*) incluyendo los factores de ajuste en dólares, es:

$$DC = Q_B \left[\frac{\$3,380}{\left(\frac{MMBtu}{hr}\right)} + f(h_{SCR}) + f(NH_3 rate) + f(new) + f(bypass) \right] \left(\frac{3500}{Q_B} \right)^{0.35} + f(Vol_{catalyst}) \quad (2.36)$$

Nótese que en la ecuación del costo de capital solamente el factor del volumen del catalizador no está multiplicado por el factor de escalamiento del suministro de calor de la caldera $(3500/Q_B)^{0.35}$. El costo de capital en $\$/ft^3$ está basado simplemente en el volumen del catalizador utilizado y no incorpora una economía de escala. Los factores de ajuste de los parámetros de diseño están dados en las ecuaciones listadas a continuación:

Ajuste para la altura del reactor de SCR:

$$f(h_{SCR}) = \left[\frac{\$6.12}{\frac{ft-MMBtu}{hr}} h_{SCR} \right] - \frac{\$187.9}{\left(\frac{MMBtu}{hr}\right)} \quad (2.37)$$

Ajuste para la razón de flujo de amoníaco:

$$f(NH_3rate) = \left[\frac{\$411}{lb/hr} \frac{\dot{m}_{reag}}{Q_B} \right] - \frac{\$47.3}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.38)$$

Ajuste para la instalación de SCR en una planta nueva.

para una reconversión

$$f(new) = \frac{\$0}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.39)$$

para una caldera nueva

$$f(new) = \frac{-\$728}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.40)$$

Ajuste para instalación de una desviación a la SCR.

sin instalación de desviación

$$f(bypass) = \frac{\$0}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.41)$$

instalación de desviación

$$f(new) = \frac{\$127}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.42)$$

El costo de capital para la carga inicial del catalizador:

$$f(Vol_{catalyst}) = Vol_{catalyst} CC_{initial} \quad (2.43)$$

en donde $Vol_{catalizador}$ está en ft^3 y $CC_{inicial}$ es el costo del catalizador inicial, estimado actualmente a $240 \$/ft^3$ para un catalizador de panel de cerámica.

Costos de Capital Indirectos

Los costos de instalación indirectos son aquellos asociados a la instalación y erección del equipo de control del sistema pero que no contribuyen directamente al capital físico de la instalación. Esto generalmente incluye los costos de los establecimientos generales y de ingeniería, tales como los de construcción y los honorarios del constructor, costos de preproducción como los de arranque y prueba, capital en inventario y cualquier costo del proceso y de contingencia del proyecto. Tal como se explica en la Introducción en la Sección 1 del Manual, a la estimación de los costos de capital directos se le aplican los valores promedio de los factores de instalación indirectos para obtener los valores de los costos de instalación indirectos. Estos costos son estimados como por ciento de la *TCI*. Las ecuaciones de los costos de instalación indirectos se presentan en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5. Factores del Costo de Capital para Aplicación de SCR

Descripción	Dato o Fórmula
Tamaño de la Caldera (<i>MMBtu/hr</i>)	<i>QB</i>
Eficiencia de Remoción de NOx	<i>ONox</i>
Año Base del Costo	Diciembre de 1998
Costos de Capital Directos Totales (\$)	<i>A</i> (ver ecuaciones en el texto)
Costos de Instalación Indirectos	
Establecimientos Generales (\$)	$0.05 \times A$
Cargos de Ingeniería y de la Casa Matriz (\$)	$0.10 \times A$
Contingencias del Proyecto (\$)	$0.05 \times A$
Costos de Instalación Indirectos Totales (\$)	$B = A \times (0.05 + 0.10 + 0.05)$
Contingencias del Proyecto (\$)	$C = (A + B) \times 0.15$
Costo Total de la Planta (\$)	$D = A + B + C$
Reserva para Fondos Durante la Construcción (\$)	$E = 0$ (Supuesto para SCR)
Reserva por Regalías (\$)	$F = 0$ (Supuesto para SCR)
Costos de Preproducción (\$)	$G = 0.02 \times (D + E)$
Capital del Inventario* (\$)	$H = Vol\ reactivo\ (gal) \times Costo\ reactivo\ (\$/gal)$
Catalizador y Substancias Químicas Iniciales (\$)	$I = 0$ (Supuesto para SCR)
Total Capital Investment (TCI) (\$)	$TCI = D + E + F + G + H + I$

* Costo del amoníaco almacenado en el sitio, v.g., el primer llenado de los tanques del reactivo

El costo de capital inicial incluye el costo del volumen inicial del reactivo, en donde RC es el *reagent cost* (costo del reactivo) en \$ por galón, dado por la ecuación:

$$\text{Costo de Capital Inicial} = Vol_{reagent} RC \quad (2.44)$$

2.4.2 Costos Totales Anuales

Los *total annual costs - TAC* (costos totales anuales) consisten de los costos directos, costos indirectos y recuperación de créditos. Los costos directos anuales son aquellos proporcionales a la cantidad de gas residual procesado por el sistema de control. Los costos indirectos (fijos) anuales, son independientes de la operación del sistema de control y se incurriría en ellos aún si fuera apagado. No se incluye la recuperación de créditos por subproductos, porque no hay subproductos vendibles generados en la *SCR* [2]. En las siguientes secciones se discuten cada uno de estos costos. Una discusión más detallada de los costos anuales puede encontrarse en la sección 1, Capítulo 2 de este Manual.

Los parámetros de diseño son estimados utilizando la razón anual máxima de suministro de calor de la caldera, para asegurar el diseño adecuado del tamaño del sistema de *SCR*. Los costos anuales son calculados utilizando la razón promedio de suministro de calor de la caldera y del sistema de *SCR*, utilizando el FC_{total} . Esto asegura que los costos se basen en las condiciones actuales de operación en vez de en el caso de diseño.

Costos Directos Anuales

Los *direct annual costs - DAC* (costos directos anuales) incluyen a los costos variables y fijos. Los costos directos variables anuales toman en cuenta la compra del reactivo y de energía eléctrica. Los costos directos semivariantes anuales incluyen a los costos de mano de obra de operación y de supervisión, de mantenimiento y de reemplazo del catalizador. Estos costos se discuten individualmente más adelante. Las ecuaciones para estos renglones de costos variables fueron derivadas en la Referencia [1].

Los costos de operación también resultan de pequeñas disminuciones de la eficiencia de la caldera debido a la operación de la desviación del economizador. La operación de la desviación del economizador depende de la razón de flujo del gas desviado a cargas completa y parcial y del factor de capacidad de la caldera. Se incurre en otro costo de operación por el vapor o la energía eléctrica utilizados para el aire comprimido, tal como se requiere para la operación relativamente infrecuente de los sopladores de hollín. Por lo tanto, no se discuten en este informe.

$$DAC = \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Mantenimiento} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Reactivo} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Electricidad} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Agua} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Catalista} \end{array} \right) \quad (2.45)$$

Mano de Obra de Operación y de Supervisión

El reactor de SCR es un dispositivo estacionario sin partes en movimiento. Además, el sistema de SCR incorpora solo unas pocas piezas de equipo rotatorio (v.g. bombas, motores, etc.). Por lo tanto, el personal existente de la planta puede operar la SCR desde un cuarto de control existente. En general, la operación de un sistema de SCR requiere ninguna mano de obra de operación o de supervisión adicional.

Mantenimiento

Se supone que la mano de obra de mantenimiento y los costos de materiales anuales, incluyendo la reposición de la punta de las boquillas de los inyectores, son 1.5% de la inversión de capital total (TCI) en dólares. La ecuación está dada por:

$$\text{Costo Anual de Mantenimiento} = 0.015 \text{ TCI} \quad (2.46)$$

Consumo de Reactivo

El costo anual por la compra de amoníaco se estima utilizando la razón de flujo volumétrico del amoníaco, el factor de capacidad y el costo del reactivo en dólares por galón, $\text{Costo}_{\text{reactivo}}$:

$$\text{Costo Anual de Reactivo} = q_{\text{reagent}} \text{ Cost}_{\text{reag}} t_{\text{op}} \quad (2.47)$$

$$t_{\text{ops}} = CF_{\text{plant}} \frac{8760 \text{ hr}}{\text{yr}} \quad (2.47a)$$

Servicios

El consumo de energía eléctrica en kilowatts se estima para el equipo de SCR, la vaporización de amoníaco y la potencia adicional para el ventilador de TI. [1]. Se basa en la regresión lineal de los datos de consumo de energía eléctrica correlacionados para la concentración de NO_x no controlado, $\text{NO}_{x\text{in}}$, ASR y el suministro de calor de la caldera, Q_B .

$$\text{Potencia} = 0.105 Q_B \left[\text{NO}_{x\text{in}} \eta_{\text{NO}_x} + 0.5 \left(\Delta P_{\text{duct}} + n_{\text{total}} \Delta P_{\text{catalyst}} \right) \right] \quad (2.48)$$

El término $(\text{NO}_{x\text{in}} \times \eta_{\text{NO}_x})$, toma en cuenta la vaporización del amoníaco y el soplador de aire de dilución. Los términos $0.5 \times (\Delta P_{\text{conducto}} + n_{\text{total}} \times \Delta P_{\text{catalizador}})$, toma en cuenta la potencia adicional del ventilador requerida para compensar la caída de presión adicional de la SCR y de los conductos. Los valores típicos de $\Delta P_{\text{conducto}}$ varía entre 2 y 3 pulgadas de agua; $\Delta P_{\text{catalizador}}$ usualmente varía desde 0.75 a 1 pulgada de agua por capa de catalizador.

El costo anual de electricidad se estima de la ecuación:

$$\text{Costo Anual de Electricidad} = \text{Potencia} \text{ Cost}_{elect} t_{op} \quad (2.49)$$

en donde Cost_{elect} es el costo de la electricidad en dólares por kilowatt-hora (\$/kWh).

Reemplazo del Catalizador

La vida del catalizador es una función de la actividad del catalizador y del escabullimiento de amoníaco. A medida que la actividad del catalizador disminuye con el tiempo, se aumenta el escabullimiento de amoníaco hasta que alcanza el límite de diseño y debe agregarse catalizador nuevo. Usualmente se especifica la vida del catalizador durante la compra del catalizador. Una capa de catalizador se garantiza típicamente para 16,000 a 24,000 horas de operación. Esta metodología de costos supone una vida del catalizador garantizada de 24,000 horas o 3 años.

Si la SCR no tiene una capa vacía de catalizador, todas las capas del catalizador deben reemplazarse al final de las 24,000 horas de operación. Esta suposición muy conservadora ha sido utilizada en el desarrollo de los costos de la SCR en las Referencias [2] y [3]. Si la SCR incluye una capa de catalizador de reserva, entonces solo una de las capas de catalizador es reemplazada al final de las 24,000 horas. La mayoría de los diseños de SCR incluyen una capa de catalizador de reserva. El costo de reemplazar el catalizador en todos los reactores de SCR en una caldera dada, n_{RCS} , está dada por:

$$\text{Costo de Reemplazo de Catalista} = n_{SCR} \text{ Vol}_{catalyst} \frac{CC_{replace}}{R_{layer}} \quad (2.50)$$

en donde $CC_{reemplazo}$ es el costo del catalizador en dólares por pie cúbico (\$/ft³) y R_{capa} es un factor para el reemplazo del catalizador. $R_{capa} = 1$ para reemplazo completo y $R_{capa} = n_{capa}$ para reemplazo de una capa por año.

Debido a que el catalizador es reemplazado cada pocos años, el costo anual del catalizador para todos los reactores es una función del valor futuro del catalizador, dado por:

$$\text{Costo Anual de Reemplazo del Catalista} = \left(\begin{array}{l} \text{Costo del} \\ \text{Reemplazo} \\ \text{del Catalista} \end{array} \right) FVF \quad (2.51)$$

en donde FVF es el factor de valor futuro. El valor futuro es utilizado porque el costo anual de reemplazo del catalizador es acumulado empezando el primer año de operación, mientras que la

compra de catalizador ocurre cada pocos años. Para tomar en cuenta el valor del dinero en el tiempo, el FVF amortiza el costo del catalizador durante los años que preceden a la compra del catalizador. [21]. Debido a que el dinero es acumulado anticipadamente a la compra, la suma de los costos anuales de reemplazo del catalizador es menos que el precio de compra del catalizador. El factor de valor futuro, FVF está dado por:

$$FVF = i \left[\frac{1}{(1+i)^Y - 1} \right] \quad (2.52)$$

en donde i es la tasa de interés supuesta y Y es el plazo.

El plazo, Y , está dado por la ecuación:

$$Y = \frac{h_{catalyst}}{h_{year}} \quad (2.53)$$

en donde $h_{catalizador}$ es la vida de operación del catalizador en horas y $h_{año}$ es el número de horas por año que la SCR es operada. El valor de Y estimado de la ecuación es entonces redondeado al entero más cercano.

Costos Indirectos Anuales

En general, los costos indirectos anuales (costos fijos) incluyen al costo de recuperación de capital, a los impuestos prediales, seguros, cargos administrativos y otros gastos de administración. El costo de recuperación de capital está basado en el tiempo de vida anticipado del equipo y en la tasa anual de interés empleada. Para el sistema de SCR se supone un tiempo de vida económico de 20 años. La vida que le quede a la caldera puede ser también un factor determinante del tiempo de vida del sistema.

En muchos casos, los impuestos prediales no se aplican a las mejoras de capital tales como equipo de control de la contaminación del aire, por lo tanto, para este análisis, se supone que los impuestos son cero. [19]. El costo de administración para un sistema de SCR también es considerado cero. Un sistema de SCR no es visto como un equipo con riesgo creciente (v.g., un dispositivo de alta energía tal como una caldera o una turbina). Consecuentemente, el seguro de un sistema de SCR está en el orden de magnitud de unos cuantos centavos por miles de dólares anualmente [19]. Los cargos administrativos, que cubren las ventas, investigación y desarrollo, contabilidad y otros gastos de la oficina matriz, incurridos en la operación de un sistema de SCR , son relativamente insignificantes para el procedimiento de estimación de costos presentado aquí. Finalmente, hay dos categorías de gastos de administración, nómina y planta. Los gastos de nómina incluyen a los gastos relativos a la mano de obra empleada en la operación y

mantenimiento del equipo; mientras que los gastos de administración de la planta toma en cuenta renglones tales como protección de la planta, laboratorios de control y áreas de estacionamiento. Debido a que este procedimiento supone que no se necesita mano de obra adicional en la operación de un sistema de SCR, el gasto de administración por nómina es cero y el de la planta se considera que es despreciable.

Utilizando estas ecuaciones, los *indirect annual costs - IDAC* (costos indirectos anuales) pueden expresarse como:

$$IDAC = CRF \ TCI \quad (2.54)$$

en donde *TCI* es la inversión de capital total y *CFR* es el factor de recuperación de capital se define por.

$$CRF = \frac{i}{(1 - (1 + i)^{-n})} \quad (2.55)$$

en donde *i* es la tasa de interés y *n* es el año en el que se incurre en el costo.

Costo Total Anual

El *total annual cost - TAC* (costo total anual) por poseer y operar un sistema de SCR es la suma de los costos directos e indirectos anuales según están dados en la siguiente ecuación:

$$\text{Costo Anual Total} = \begin{pmatrix} \text{Costo} \\ \text{Anual} \\ \text{Directo} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{Costo} \\ \text{Anual} \\ \text{Indirecto} \end{pmatrix} \quad (2.56)$$

Las toneladas de NO_x removidas anualmente son:

$$\text{NO}_x \text{ Removido} = \text{NO}_{x_{in}} \ \eta_{\text{NO}_x} \ Q_B \ t_{op} \quad (2.57)$$

El costo en dólares por tonelada de NO_x removido por año es:

$$\text{Efectividad de Costo} = \frac{TAC}{\text{NO}_x \text{ Removido}} \quad (2.58)$$

2.5 Problema de Ejemplo

Un problema de ejemplo, el cual calcula los parámetros de diseño y los costos de capital y anuales, se presenta a continuación. La base de diseño es un sistema de *SCR* reconvertido aplicado a una caldera industrial de tubos de humo de 1000 *MMBtu/hr* que quema carbón sub-bituminoso. Para realizar los cálculos se hacen las siguientes suposiciones:

Valor Calorífico Alto del Combustible	10,000 <i>Btu/lb</i>
Razón Máxima de Consumo de Combustible	1.0 x 10 ⁵ <i>lb/hr</i>
Consumo Anual Promedio de Combustible	4.38 x 10 ⁸ <i>lb</i>
Número de días de operación de la <i>SCR</i>	155 días
Factor de Capacidad de la Planta	50%
Concentración de NO _x no Controlado	0.86 <i>lb/MMBtu</i>
Concentración de NO _x Controlado Requerida	0.13 <i>lb/MMBtu</i>
Escabullimiento de Amoníaco Aceptable	2.0 ppm
Razón de Flujo Volumétrico de Combustible, Bituminoso del Este	484 <i>ft³/min</i> por <i>MMBtu/hr</i>
Valor Calorífico del Combustible	12,696 <i>Btu/lb</i>
Contenido de Azufre del Combustible	1.0% en peso
Contenido de Ceniza Flotante	7.7% en peso
<i>ASR</i>	1.05
Concentración del Amoníaco Almacenado	29%
Número de Días de Almacenamiento de Amoníaco	14 días
Caida de Presión para los Conductos de la <i>SCR</i>	3 pulg. agua, manométricas
Caida de Presión para cada Capa de Catalizador	1 pulg. agua, manométricas
Temperatura a la Entrada de la <i>SCR</i>	650 °F

En adición a estas suposiciones, los factores económicos estimados para las ecuaciones de costos, son:

Año del Costo	Diciembre de 1998
Vida del Equipo	20 años
Tasa de Interés Anual	7%
Costo del catalizador, Inicial	240 <i>\$/ft³</i>
Costo del catalizador, Reemplazo	290 <i>\$/ft³</i>
Costo de la Energía Eléctrica	0.05 <i>\$/kWh</i>
Costo de la Solución de Amoníaco al 29%	0.101 <i>\$/lb</i>
Vida de Operación del Catalizador	24,000 horas
Capas de Catalizador	2 llenas, 1 vacía

2.5.1 Ejemplo de Parámetros de Diseño

Cálculo de la Caldera

La razón anual de suministro de calor de la caldera, Q_B , se calcula a partir del valor calorífico alto para carbón sub-bituminoso, dado en la Tabla 1.3 y de la razón máxima de consumo de combustible, \dot{m}_{fuel} :

$$Q_B = \frac{10,000 \frac{Btu}{lb} \cdot 100,000 \frac{lb}{hr}}{10^6 \frac{Btu}{MMBtu}} = 1,000 \frac{MMBtu}{lb}$$

El factor de capacidad de la planta se calcula a partir de los consumos anuales máximo y promedio:

$$CF_{plant} = \frac{4.38 \cdot 10^8 \text{ lb}}{1 \times 10^5 \left(\frac{lb}{hr}\right) \times 8760 \frac{hr}{yr}} = 0.5 = 50\%$$

El factor de capacidad del sistema de SCR se calcula a partir de los meses de operación de la SCR, 5 meses:

$$CF_{SCR} = \frac{155 \text{ days}}{365 \text{ days}} = 0.42 = 42\%$$

El factor de capacidad total incluyendo los factores de capacidad tanto de la planta como de la SCR está dado por:

$$CF_{total} = 0.5 \times 0.42 = 0.21 = 21\%$$

La razón de flujo del gas de combustión, usando la Ecuación (2.12) es:

$$q_{flue\ gas} = \frac{\frac{484 \text{ ft}^3}{\text{min}} \left(\frac{MMBtu}{hr}\right) \times 1,000 \frac{MMBtu}{hr} \times (460 + 650^\circ F)}{(460 + 700^\circ F) \times 1} = 463,138 \text{ acfm}$$

(*acfm* = piés cúbicos por minuto reales)

La eficiencia de remoción de NO_x , η_{NO_x} , se calcula a partir de la concentración de entrada de NO_x

y de la concentración de NO_x controlado requerida, usando la Ecuación (2.16):

$$\eta_{\text{NO}_x} = \frac{0.86 \frac{\text{lb}}{\text{MMBtu}} - 0.13 \text{ MMBtu}}{0.86 \frac{\text{lb}}{\text{MMBtu}}} = 0.85 = 85\%$$

Cálculos del Reactor de SCR

El volumen de catalizador, utilizando la Ecuación (2.20) y las ecuaciones para cada factor de ajuste, es:

$$\begin{aligned} \text{Vol}_{\text{catalizador}} &= 2.81 \times 1,000 \text{ MMBtu/hr} && (\eta_{\text{NO}_x}) \\ &\times (0.2869 + (1.058 \times 0.85)) && (\text{NO}_{\text{xin}}) \\ &\times (0.8524 + (0.3208 \times 0.86)) && (\text{Escabullimien-}) \\ &\times (1.2835 - (0.0567 \times 2.0)) && (\text{to}) \\ &\times (0.9636 + (0.0455 \times 1.0)) && (\text{Azufre}) \\ &\times (15.16 - (0.03937 \times 650) + (0.0000274 \times 650^2)) && (\text{Temperatura}) \\ &= 5089 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Las áreas transversales del catalizador y de la SCR, utilizando las Ecuaciones (2.26) y (2.27), son:

$$\begin{aligned} A_{\text{catalyst}} &= \frac{463,138 \text{ acfm}}{\left(16 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right) \left(\frac{60 \text{ s}}{\text{min}}\right)} = 482 \text{ ft}^2 \\ A_{\text{SCR}} &= 1.15 \times 482 \text{ ft}^2 = 554 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

La longitud y anchura del reactor utilizando la Ecuación (2.28), es:

$$l = w = (554)^{1/2} = 23.5 \text{ ft}$$

La primera estimación del número de capas del catalizador utilizando la Ecuación (2.29), es:

$$n_{\text{layer}} = \frac{5089}{3.1 \times 482} = 3.4$$

Redondeando este valor resulta, $n_{\text{capa}} = 3$.

Comprobando la altura real del catalizador utilizando la Ecuación (2.30):

$$h_{layer} = \frac{5089 \text{ ft}^3}{3 \times 482 \text{ ft}} + 1 = 4.5$$

este valor está entre los límites de diseño de la altura de 2.5 y 5 pies.

El número total de capas de catalizador se determina por la Ecuación (2.31) con una capa de catalizador vacía:

$$n_{total} = 3 + 1 = 4$$

La altura de la SCR, excluyendo el conducto y las tolvas a la salida, utilizando la Ecuación (2.32), es:

$$h_{SCR} = 4 \times (7 + 4.5) + 9 = 55 \text{ ft}$$

Cálculos del Reactivo

La razón de flujo masa del reactivo se calcula usando el peso molecular del reactivo, 17.03 g/mol y del NO₂, 46.01 g/mol. Para una ASR de 1.05, la razón de flujo masa del reactivo está dada por la Ecuación (2.33):

$$\dot{m}_{reagent} = \frac{0.86 \frac{lb}{MMBtu} \times 1,000 \frac{MMBtu}{hr} \times 1.05 \times 17.03 \frac{g}{mole}}{46.01 \frac{g}{mole}} = 334 \frac{lb}{hr}$$

La razón de flujo masa de la solución de amoníaco al 29% está dada por la Ecuación (2.34):

$$\dot{m}_{sol} = \frac{334 \frac{lb}{hr}}{0.29} = 1,152 \frac{lb}{hr}$$

La razón de flujo volumétrico de la solución puede calcularse entonces a partir de la Ecuación (2.35), en donde ρ es la densidad de la solución acuosa de amoníaco al 29%, 56.0 lb/ft³ a 60°F y el volumen específico de la solución es 7.481 gal/ft³.

$$q_{sol} = \frac{1,152 \frac{lb}{hr} \times 7.481 \frac{gal}{ft^3}}{56.0 \frac{lb}{ft^3}} = 154 \text{ gph}$$

El volumen total almacenado en el tanque o tanques, está basado en el volumen que requiere el sistema de SCR para 14 días de operación. El requerimiento de almacenamiento en el sitio está dado por la Ecuación (2.36):

$$Tank \ Volume = 154 \text{ gph} \times 14 \text{ (days)} \times \left(\frac{24 \text{ hr}}{\text{day}} \right) = 51,744 \text{ gal}$$

El requerimiento de almacenamiento de amoníaco en el sitio es de 51,744 galones para 14 días de operación.

2.5.2 Ejemplo de Estimación de Costos

Una vez que se ha diseñado el tamaño del sistema de SCR, los costos de capital y anual para el sistema de SCR pueden ser estimados. Los DC son estimados utilizando la Ecuación (2.37):

$$DC = 1,000 \frac{MMBtu}{hr} \times \left[3,380 + f(h_{SCR}) + f(NH_3) + f(new) + f(bypass) \right] \\ \times \left(\frac{3,500 \text{ MMBtu} / \text{hr}}{1,000 \text{ MMBtu} / \text{hr}} \right)^{0.35} + (Vol_{catalyst})$$

en donde las funciones en unidades de dólares por $MMBtu/hr$ están dadas por:

$$f(h_{SCR}) = [(6.12 \times 55) - 187.9] = \frac{\$ 149}{MMBtu / hr}$$

$$f(NH_3) = \left[\frac{334 \frac{lb}{hr}}{1000 \frac{MMBtu}{hr}} \times \frac{\$411}{lb / hr} \right] - \frac{\$47.3}{MMBtu / hr} = 90 \frac{\$}{MMBtu / hr}$$

$$f(\text{new}) = 0, \text{ para readaptacion}$$

$$f(\text{bypass}) = 0, \text{ sin desviacion}$$

La función $Vol_{\text{catalizador}}$ es el costo inicial del catalizador dado por la Ecuación (2.44):

$$f(Vol_{\text{catalyst}}) = 5089 \text{ ft}^3 \times \frac{\$ 240}{\text{ft}^3} = \$1,221,360$$

Substituyendo el valor obtenido por los factores, resulta:

$$DC = 1,000 \frac{MMBtu}{hr} \times [3,380 + 149 + 90 + 0 + 0] \frac{\$}{MMBtu} \times \left(\frac{3,500}{1,000}\right)^{0.35} + \$1,221,360 = \$6,832,000$$

Los costos de capital indirectos se estiman a partir de los costos de capital directos usando las ecuaciones siguientes en la Tabla 2.5:

Costos Indirectos de Instalación	
Instalaciones Generales (\$)	$\$6,832,000 \times 0.05 = \$341,600$
Honorarios de las Oficinas de Ingeniería y Propia(\$)	$\$6,832,000 \times 0.10 = \$683,200$
Contingencias del Proceso (\$)	$\$6,832,000 \times 0.05 = \$341,600$
Costos de Instalación Indirectos Totales (\$)	$\$341,600 + \$683,200 + \$341,600 = \$1,366,400$
Contingencia del Proyecto (\$)	$\$6,832,000 + 1,366,400) \times 0.15 = \$1,229,760$
Costo Total de la Planta (\$)	$\$6,832,000 + \$1,366,400 + \$1,229,760 =$ $\$9,428,160$
Costo de Preproducción (\$)	$\$9,428,160 \times 0.02 = \$188,562$
Capital de Inventario (\$)	$\$0.101/\text{lb} \times 1,152 \text{ lb/hr} \times 24\text{hr/day} \times 14 \text{ days} =$ $\$39,094$
Inversión Capital Total (TCI) (\$)	$\$9,428,160 + \$188,562 + \$39,094 = \$9,655,816$

Los costos anuales se basan en los factores económicos ennumerados anteriormente. Además, se supone que el sistema de SCR opere durante 5 meses al año con una carga en la caldera del 50%, resultando en un factor de capacidad total del 27%. Los costos variables anuales se representan por:

$$\text{Costo de Mantenimiento} = \frac{0.015}{\text{yr}} \times 9,601,261 = \frac{\$ 144,019}{\text{yr}}$$

Una estimación del consumo de energía está dada por:

$$\text{Potencia} = \frac{1000 \text{ MMBtu / hr}}{9.5 \frac{\text{MMBtu / hr}}{\text{kW}}} [(0.86 \times 0.85) + 0.5 (3 + 4 \times 1)] = 445 \text{ kW}$$

Los costos de la electricidad y de la solución del reactivo pueden entonces estimarse a partir de la Ecuación(2.50) y (2.51):

$$\text{Costo de Electricidad} = 445 \text{ kW} \times \frac{8,760 \text{ hr}}{\text{yr}} \times 0.27 \times \frac{0.05 \$}{\text{kWh}} = \frac{\$ 52,626}{\text{yr}}$$

Se supone que una capa de catalizador es reemplazada por año, por lo tanto, $R_{\text{capa}} = 3$. La vida de

$$\text{Costo de la Solucion de Reactivo} = 1152 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 8,760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \times 0.27 \times 0.101 \frac{\$}{\text{lb}} = \frac{\$ 275,196}{\text{yr}}$$

operación del catalizador es representada por 24000 horas y las horas de operación estimadas por año son 3720 horas lo cual resulta en un valor para Y en la ecuación (2.54) de:

$$Y = \frac{24000 \text{ hours}}{3720 \text{ hours}} = 6.4 = 6$$

El catalizador se reemplaza en pocos años; el costo anual del catalizador para todos los reactores es una función del valor futuro (FVF) del catalizador que se calcula mediante:

$$FVF = 0.07 \times \frac{1}{(1 + 0.07)^6 - 1} = 0.14$$

El costo del reemplazo del catalizador, para una capa reemplazada por año, se calcula con las ecuaciones (2.51) y (2.52):

$$\text{Costo Anual de Reemplazo del Catalista} = 0.14 \times \left[1 \times 5089 \text{ft}^3 \times \frac{290 \frac{\$}{\text{ft}^3}}{3} \right] = \frac{\$68,871}{\text{yr}}$$

El costo directo anual variable total, la suma del costo del reactivo, la electricidad, y el reemplazo del catalizador se calcula con la ecuación (2.46):

$$\text{Costo Directo Variable Total} = \frac{\$52,626}{\text{yr}} + \frac{\$275,196}{\text{yr}} + \frac{\$68,871}{\text{yr}} = \frac{\$396,693}{\text{yr}}$$

y el costo anual directo total resulta de la suma del costo de mantenimiento y el costo variable:

$$\text{Costo Directo Anual Total} = \frac{\$144,837}{\text{yr}} + \frac{\$396,693}{\text{yr}} = \frac{\$541,530}{\text{yr}}$$

En la estimación de los costos anuales indirectos totales, se supone que el factor para el impuesto sobre la propiedad, F_{tax} , y el factor de gastos generales, F_{ovhd} , ambos son cero. El *capital recovery factor - CRF* (factor de recuperación del capital), se define por:

$$CRF = \frac{0.07(1 + 0.07)^{20}}{(1 + 0.07)^{20} - 1} = 0.0944$$

y los costos anuales indirectos (*IDAC*) se calculan mediante la ecuación (2.55) y la *TCI*:

$$\text{Costo Indirecto Anual} = \frac{0.0944}{\text{yr}} \times \$9,655,816 = \frac{\$911,412}{\text{yr}}$$

El costo anual total es la suma de los costos anuales directos y los costos anuales indirectos que resulta de la ecuación (2.57):

$$\text{Costo Anual Total} = \begin{pmatrix} \text{Costo} \\ \text{Anual} \\ \text{Directo} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{Costo} \\ \text{Anual} \\ \text{Indirecto} \end{pmatrix}$$

El costo anual en términos de los NO_x removidos puede ser calculado usando el costo anual total y las toneladas de NO_x removido anualmente por medio de la ecuación (2.58):

$$\text{NO}_x \text{ removido} = \frac{\frac{0.86 \text{ lb}}{\text{MMBtu / hr}} \times 0.85 \times 1,000 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \times 0.27 \times 8,760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}}}{2,000 \frac{\text{lb}}{\text{ton}}} = 864 \text{ tons}$$

y la ecuación (2.59)

$$\text{Costo de NO}_x \text{ Removido} = \frac{\$ 1,452,492}{864 \text{ tons}} = \frac{\$1,682}{\text{tons}}$$

Referencias

- [1] *Selective Catalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers, Draft Report*, preparado para U.S. Environmental Protection Agency por The Cadmus Group, Inc., Bechtel Power Corporation, y Science Applications International Corporation. Mayo de 1998.
- [2] *Investigation of Performance and Cost of NO_x Controls as Applied to Group 2 Boilers. Revised Draft Report*, preparado por U.S. Environmental Protection Agency por The Cadmus Group, Inc., Bechtel Power Corporation, y Science Applications International Corporation. Agosto de 1996.
- [3] *Cost Estimates for Selected Applications of NO_x Control Technologies on Stationary Combustion Boilers, Draft Report and Responses to Comments on the Draft Report*. Preparado para U.S. Environmental Protection Agency por The Cadmus Group, Inc., y Bechtel Power Corporation. Junio de 1997.
- [4] *Institute of Clean Air Companies (ICAC). Selective Catalytic Reduction (SCR) Control of NO_x Emissions*, preparado por ICAC SCR Committee, noviembre de 1997.
- [5] U.S. EPA. *Analyzing Electric Power Generation Under the CAAA*. EPA Office of Air and Radiation, marzo de 1998.
- [6] Rummenhohl, V., H. Weiler, y W. Ellison. *Experience Sheds Light on SCR O&M Issues*. *Power Magazine*, septiembre de 1992.
- [7] Pritchard, S., C. DiFrancesco, y T.R. von Alten. *SCR Catalyst Performance Under Severe Operating Conditions*. Presentado en *Power-Gen International '96 Conference and Exhibition*, ASME, Orlando, FL. Diciembre de 1996.
- [8] Harmgart, S., M. Meierer, y J. Fahlke. *In-Service Assessment of DeNO_x Catalysts*. Presentado en *International Joint Power Generation Conference and Exposition '98*, ASME, Baltimore, MD, 1998.
- [9] Cochran, J.R., M.G. Gregory, y V. Rummenhohl. *The Effect of Various Parameters on SCR System Cost*. Presentado en *Power-Gen '93, Fourth International Power Generation Exhibition & Conference*, ASME, Dallas, Texas, noviembre de 1993.
- [10] *Electric Power research Institute. Technical Feasibility and Cost of Selective Catalytic Reduction (SCR) NO_x Control*. EPRI GS-7266, Reporte Final, mayo de 1991.

- [11] Rosenberg, H.S. y J. H. Oxley. *Selective Catalytic Reduction for NO_x Control at Coal-fired Power Plants. ICAC Forum '93, Controlling Air Toxics and NO_x Emissions*, Baltimore, MD, febrero 24-26, 1993.
- [12] Singer, J.G. (ed.) *Combustion Fossil Power Systems*. Tercera edición, *Combustion Engineering, Inc.*, Windsor, CT, 1981.
- [13] Sigling, R. y R. Johnson. *Current Practices for Monitoring Ammonia Slip from SCR Processes*. Presentado en *1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center*, Pittsburgh, PA, mayo 21-22, 1998.
- [14] Cho, S.M. y S. Z. Dubow. *Design of a Selective Catalytic Reduction System for NO_x Abatement in a Coal-Fired Cogeneration Plant. Proceedings of the American Power Conference*, Chicago, IL, pp. 717-722, abril de 1992.
- [15] *ANSI K-61.1-1989. Safety Requirements for the Storage and Handling of Anhydrous Ammonia. Compressed Gas Association*, Arlington, VA, marzo de 1989.
- [16] *Tanner Industries, Inc. Storage & Handling of Anhydrous Ammonia*. Philadelphia, PA, Revisión de mayo de 1996.
- [17] *Tanner Industries, Inc. Storage & Handling of Ammonium Hydroxide*. Philadelphia, PA, Revisión de octubre de 1995.
- [18] Broske, D., G. Offen, y E. Cichanowicz. *An Assessment of European Experience with Selective Catalytic Reduction for NO_x Control*. Presentado en «*NO_x Controls for Utility Boilers Workshop*,» Baltimore, MD, agosto de 1998, («*Proceedings: 1998 NO_x Control Workshop*,» reporte número *TR-1113561998* del *EPRI*).
- [19] Staudt, J.E. *Status Report on NO_x Control Technologies and Cost Effectiveness for Utility Boilers*. Publicado por *Northeast States for Coordinated Air Use Management (NESCAUM)* y *Mid-Atlantic Regional Air Management Association (MARAMA)*, junio de 1998.
- [20] S.C. Stultz y J. B. Kitto, eds. *Steam, Its Generation and Use*. 40a edición, *Babcock & Wilcox, Inc.*, Barberton, Ohio, 1992.
- [21] Green, D.W. y R.H. Perry, editores. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 6a edición, *McGraw Hill, Inc.*, 1984.

- [22] Tonn, D.P. y T. A. Uysal. *2200 MW SCR Installation on New Coal-Fired Project. Presented at the Institute of Clean Air Companies ICAC Forum '98*, Durham, North Carolina, marzo 18-20, 1998.
- [23] *Electric Power Research Institute. Technical Assessment Guide. Vol. 1, Revisión 7*, 1993.
- [24] Babb, Bob, Ed Angelini y Scot Pritchard. *Implementation of SCR System at TVA Paradise Unit 2*, presentado en *the Institute of Clean Air Companies ICAC Forum 2000*, Washington D.C., marzo 23-24, 2000.
- [25] Stenger, H. G., *et al*, *Low Temperature Selective Catalytic Reduction of NO*, presentado en *the Institute of Clean Air Companies ICAC Forum 2000*, Washington D.C., marzo 23-24, 2000.

TECHNICAL REPORT DATA

(Please read Instructions on reverse before completing)

1. REPORT NO. 452/B-02-002	2.	3. RECIPIENT'S ACCESSION NO.
4. TITLE AND SUBTITLE Manual de Costos de Control de Contaminacion del Aire de la EPA	5. REPORT DATE July, 2002	
	6. PERFORMING ORGANIZATION CODE	
7. AUTHOR(S) Daniel Charles Mussatti	8. PERFORMING ORGANIZATION REPORT NO.	
9. PERFORMING ORGANIZATION NAME AND ADDRESS U.S. Environmental Protection Agency Office of Air Quality Planning and Standards Air Quality Standards and Strategies Division Innovative Strategies and Economics Group Research Triangle Park, NC 27711	10. PROGRAM ELEMENT NO.	
	11. CONTRACT/GRANT NO.	
12. SPONSORING AGENCY NAME AND ADDRESS Director Office of Air Quality Planning and Standards Office of Air and Radiation U.S. Environmental Protection Agency Research Triangle Park, NC 27711	13. TYPE OF REPORT AND PERIOD COVERED Final	
	14. SPONSORING AGENCY CODE EPA/200/04	
15. SUPPLEMENTARY NOTES Updates and revises EPA 453/b-96-001, OAQPS Control Cost Manual, fifth edition (in English only)		
16. ABSTRACT In Spanish, this document provides a detailed methodology for the proper sizing and costing of numerous air pollution control devices for planning and permitting purposes. Includes costing for volatile organic compounds (VOCs); particulate matter (PM); oxides of nitrogen (NOx); SO₂, SO₃, and other acid gases; and hazardous air pollutants (HAPs).		
17. KEY WORDS AND DOCUMENT ANALYSIS		
a. DESCRIPTORS	b. IDENTIFIERS/OPEN ENDED TERMS	c. COSATI Field/Group
Economics Cost Engineering cost Sizing Estimation Design	Air Pollution control Incinerators Absorbers Adsorbers Filters Condensers Electrostatic Precipitators Scrubbers	
18. DISTRIBUTION STATEMENT Release Unlimited	19. SECURITY CLASS (<i>Report</i>) Unclassified	21. NO. OF PAGES 1,400
	20. SECURITY CLASS (<i>Page</i>) Unclassified	22. PRICE